



TUGAS AKHIR - 145501

PABRIK ASAM LAKTAT DARI MOLASE DENGAN PROSES FERMENTASI

ANISA ESTU MURBAWANI
NRP. 2314 030 014

DIANTIKA IMELDA SINTIA
NRP. 2314 030 019

Dosen Pembimbing
Ir. Elly Agustiani, M.Eng.

PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2017



TUGAS AKHIR - TK 145501

PABRIK ASAM LAKTAT DARI MOLASE DENGAN PROSES FERMENTASI

ANISA ESTU MURBAWANI
NRP. 2314 030 014

DIANTIKA IMELDA SINTIA
NRP. 2314 030 019

Dosen Pembimbing
Ir. Elly Agustiani, M.Eng.

PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2017



TUGAS AKHIR - TK 145501

***LACTIC ACID PLANT FROM MOLASSES WITH
FERMENTATION PROCESS***

ANISA ESTU MURBAWANI
NRP. 2314 030 014

DIANTIKA IMELDA SINTIA
NRP. 2314 030 019

Dosen Pembimbing
Ir. Elly Agustiani, M.Eng.

DEPARTMENT of DIII CHEMICAL ENGINEERING
DEPARTMENT INDUSTRIAL OF CHEMICAL ENGINEERING
Faculty of Vocation
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2017

LEMBAR PENGESAHAN

LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL : PABRIK ASAM LAKTAT DARI MOLASE DENGAN PROSES FERMENTASI TUGAS AKHIR

Diajukan Guna Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Ahli Madya
pada

Departemen Teknik Kimia Industri
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

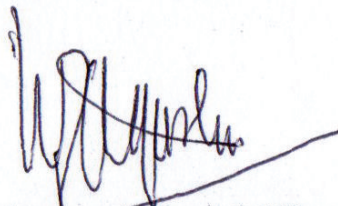
Oleh

Anisa Estu Murbawani
Diantika Imelda Sintia

(NRP 2314 030 014)
(NRP 2314 030 019)

disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

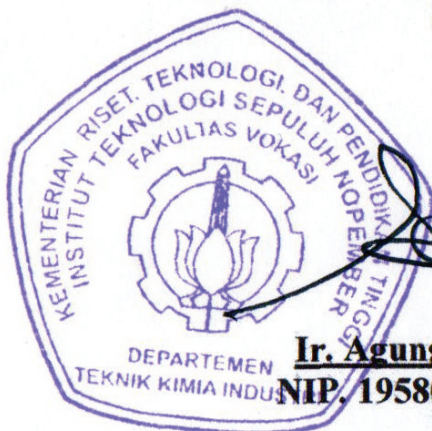
Dosen Pembimbing



Ir. Elly Agustiani, M.Eng
NIP. 19580819 198503 2 002

Mengetahui,

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri
FV-ITS



Ir. Agung Subyakto, M.S.
NIP. 19580312 198601 1 001

SURABAYA, 28 JULI 2017

LEMBAR REVISI

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir
pada tanggal 11 Juli 2017 untuk tugas akhir dengan judul
“Pabrik Asam Laktat dari Molase dengan Proses
Fermentasi”, yang disusun oleh :

Anisa Estu Murbawani
Diantika Imelda Sintia

(NRP 2314 030 014)
(NRP 2314 030 019)

Disetujui oleh Tim Penguji Ujian Tugas Akhir :

1. Ir. Sri Murwanti, MT.

..... 1.

2. Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng

..... 2.

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

Ir. Elly Agustiani, MT.

..... 1.

SURABAYA, 28 JULI 2017

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT atas berkat dan rahmat – Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul :

"PABRIK ASAM LAKTAT DARI MOLASE DENGAN PROSES FERMENTASI"

Laporan tugas akhir ini merupakan tahap akhir dari penyusunan tugas akhir yang merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Ahli Madya (A.Md) di Program Studi DIII Teknik Kimia FTI – ITS. Pada kesempatan kali ini atas segala bantuan dalam pengerjaan laporan tugas akhir ini, kami mengucapkan terimakasih kepada :

1. Bapak Ir. Agung Subaktyo, MS selaku Ketua Departemen Teknik Kimia Industri FV – ITS.
2. Ibu Warlinda Eka Triastuti, S.Si, MT selaku Ka Sie Tugas Akhir Departemen Teknik Kimia Industri FV – ITS.
3. Ibu Ir. Elly Agustiani M. Eng selaku dosen pembimbing kami.
4. Ibu Ir. Sri Murwanti M.T dan Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita M.Eng selaku dosen penguji.
5. Seluruh dosen dan karyawan Departemen Teknik Kimia Industri FV – ITS.
6. Kedua orang tua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan moral dan materiil.
7. Rekan – rekan seperjuangan angkatan 2014 serta angkatan 2015 dan angkatan 2016.
8. Teman dan sahabat yang telah memberikan dukungan selama ini.

Surabaya, 27 Juli 2017
Penyusun

PABRIK ASAM LAKTAT DARI MOLASE DENGAN PROSES FERMENTASI

Nama Mahasiswa : Anisa Estu M. (2313 030 014)
: Diantika Imelda S. (2313 030 019)
Departemen : Teknik Kimia Industri FV-ITS
Dosen Pembimbing : Ir. Elly Agustisani M.Eng

ABSTRAK

Asam Laktat banyak dimanfaatkan untuk indutri makanan, farmasi, serta untuk kosmetik. Proses produksi dilakukan dengan menggunakan proses fermentasi. Pabrik dengan kapasitas produksi sebesar 1500 tom/tahun akan didirikan di Asembagus, Situbondo, pada tahun 2020 dengan pertimbangan kemudahan akses bahan baku dan distribusi produk.

*Proses produksi dari asam laktat terdiri 2 tahap yaitu tahap persiapan-fermentasi dan tahap pengasaman-pemurnian. Pada tahap persiapan-fermentasi, molasses di hidrolisis terlebih dahulu dan dialiri steam dengan tekanan 4 atm, kemudian molasses diencerkan, dan 10% dialirkan menuju tangki culture dan 90% menuju tangki fermentation tank. Molase difermentasikan dengan *Lactobacillus delbrueckii* pada suhu 30°C, lalu tambah Ca(OH) untuk menjaga pH. Pada tahap pengasaman dan pemurnian, ca-laktat ditambah H₂SO₄, setelah itu dipekatkan dengan menggunakan evaporator double effect, sehingga asam laktat memiliki konsentrasi 50%.*

*Pabrik asam laktat bekerja secara semi kontinyu dan beroperasi selama 300 hari/tahun dengan kapasitas produksi 1.500 ton/tahun. Bahan baku berupa molase yang dibutuhkan yaitu 8.266.718,7 kg/tahun dengan bahan baku pendukung berupa Malt sprout, *L. delbrueckii*, Ca(OH)₂, (NH₃)HPO₄ dan H₂SO₄, serta karbon aktif. Kebutuhan utilitas berupa air sanitasi, air pendingin, air umpan boiler, air make up kondensat dan air proses masing-masing 18.000; 206.098,8; 10.731; 2.253; 9.636 m³/tahun. Limbah yang dihasilkan dari industri ini yaitu limbah padat berupa biomass dan CaSO₄, untuk limbah cair berupa kondensat dan hasil proses penyaringan, serta limbah gas berupa hasil pembakaran boiler.*

Kata kunci : fermentasi, asam laktat, molase

LACTIC ACID PLANT FROM MOLASSES WITH FERMENTATION PROCESS

Student Name : Anisa Estu M. (2313 030 014)
: Diantika Imelda S. (2313 030 019)
Departement : Industrial Chemical Engineering FV-ITS
Supervisor : Ir. Elly Agustisani M.Eng

ABSTRACT

Lactic acid can be used in industrial food, farmation, and cosmetic. Production uses fermentation process. The lactic acid has production capacity 1,500 tons/year and will be set up in Asembagus, Situbondo in 2020 by considering the accesibility of raw materials and product distribution.

Process production of lactid acid divided into 2 section. The fisrt section is pretreatment-fermentation, the pretreatment using hydrolysis, then diluted. Molasses fermentation use lactobacillus delbrueckii in temperature 30°C. The second section acidifiying-purifiying, acidifiying process with adding H₂SO₄ and then purifiying process with double effect evaporation, so lactid acid has concentration 50%.

Lactid acid plant operated semicontinue for 300 days/year with production capacity 1,500 tons/year. The raw materials(molasses) needed 8.266.718,7 kg/year,and anotrher raw materials are Malt sprout, L. delbrueckii, Ca(OH)₂, (NH₃)HPO₄, H₂SO₄, and activated carbon. The utility is needed sanitation water, cooling water, boiler feed water, make up water, condensat and water process each 18.000; 206.098,8; 10.731; 2.253; 9.636 m³/year.

Kata kunci : fermentation, lactic acid, molasses.

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PERSETUJUAN	
LEMBAR PENGESAHAN	
KATA PENGANTAR.....	i
ABSTRAK.....	ii
ABSTRACT	iii
DAFTAR ISI.....	iv
DAFTAR GAMBAR	vi
DAFTAR TABEL.....	vii
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Dasar Teori	I-5
I.3 Kegunaan	I-8
I.4 Sifat Fisika dan Kimia	I-9
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	
II.1 Macam Proses.....	II-1
II.2 Seleksi Proses	II-6
II.3 Uraian Proses Terpilih	II-7
BAB III NERACA MASSA.....	III-1
BAB IV NERACA PANAS	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI UTILITAS	VI-1
VI.1 Air	VI-1
VI.2 Steam	VI-6
VI.3 Listrik.....	VI-6
BAB VII KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA	
VII.1 K3 Secara Umum.....	VII-1
VII.2 K3 di Pabrik Asam Laktat.....	VII-2
VII.3 Sistem yang Digunakan di Pabrik Asam Laktat.	VII-3
BAB VIII INSTRUMENTASI	
VIII.1 Instrumen Secara Umum dalam Industri	VIII-1
VIII.2 Sistem Instrumentasi Pabrik Asam Laktat	VIII-2
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA...	IX-1

BAB X KESIMPULAN	X-1
DAFTAR NOTASI	viii
DAFTAR PUSTAKA	x
LAMPIRAN:	
1. Apendiks A – Neraca Massa	
2. Apendiks B – Neraca Energi	
3. Apendiks C – Spesifikasi Alat	
4. <i>Flowsheet</i>	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Lokasi Pabrik	I-2
Gambar 1.2	Asam Laktat	I-3
Gambar 2.1	Asam Laktat dari <i>Casein Whey</i>	II-5
Gambar 2.2	Flowsheet Produksi Asam Laktat Dari Gula Jagung (Hammond Ind)	II-6

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Mikroorganisme digunakan pada Penelitian Bioteknologi Asam Laktat	II-3
Tabel 2.2	Bakteri yang Mampu Mengolah Bahan Mentah Menjadi Asam Laktat	II-4
Tabel 3.1	Komposisi Feed Masuk	III-1
Tabel 3.2	Neraca Massa Tangki Dilusi (M-110).....	III-1
Tabel 3.3	Neraca Massa Culture Tank (R-120)	III-2
Tabel 3.4	Neraca Massa Fermentor (R-210).....	III-3
Tabel 3.5	Neraca Massa Rotary Vacum Filter (H-220).....	III-4
Tabel 3.6	Neraca Massa Bleaching Tank (F-223).....	III-4
Tabel 3.7	Neraca Massa Filter Press (H-224)	III-5
Tabel 3.8	Neraca Massa Evaporator (V-330).....	III-5
Tabel 3.9	Neraca Massa Acidifier (R-310)	III-6
Tabel 3.10	Neraca Massa Rotary Vacuum Filter	III-6
Tabel 3.11	Neraca Massa Bleaching Tank (F-323).....	III-7
Tabel 3.12	Neraca Massa Filter Press (H-324)	III-7
Tabel 3.13	Neraca Massa Evaporator (V-330a, V-330b)	III-8
Tabel 3.14	Neraca Massa Bleaching Tank (F-332).....	III-8
Tabel 3.15	Neraca Massa Filter Press (H-333)	III-9
Tabel 3.16	Neraca Massa Bleaching Tank (F-335).....	III-9
Tabel 3.17	Neraca Massa Filter Press (H-336)	III-10
Tabel 3.18	Neraca Massa Tangki Penyimpanan (F-338).....	III-10
Tabel 8.1	Instrumentasi dalam Pabrik Asam Laktat	VIII-2

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

I.1.1 Sejarah Asam Laktat

Asam laktat pertama kali ditemukan dalam *sour milk* oleh Scheele tahun 1780, Lavoisier memberikan nama komponen susu tersebut *acid lactique*, yang saat ini dikenal lactic acid. Pada tahun 1857, Pasteur menemukan bahwa asam laktat bukan merupakan komponen dari susu, namun sebuah metabolit fermentasi yang dihasilkan oleh mikroorganisme tertentu. Pada tahun 1839, Frey memproduksi asam laktat dari fermentasi karbohidrat seperti sukrosa, laktosa, *mannitol*, pati dan dekstrin (Vijayakumar, 2007).

Asam laktat pertama ditemukan oleh Blondeau sebagai sebuah produk fermentasi pada tahun 1847. Hal tersebut itu juga diteliti oleh Pasteur yang merupakan masalah pertamanya dalam hal mikrobiologi. Schulze pada tahun 1868 menunjukkan kultur bakteri asam laktat pada tempat penyulingan *whiskey*. Namun tidak sampai tahun 1877, bakteri asam laktat di isolasi pada kultur murni, hal tersebut dilakukan oleh Lister yang telah mengisolasi *Streptococcus lactis*. Pada periode yang sama Delbrück berusaha untuk menentukan suhu yang baik untuk fermentasi asam laktat pada tempat penyulingan wiski, kemudian ia menyimpulkan bahwa suhu yang relatif tinggi akan menghasilkan *yield* asam laktat yang tinggi (Prescott, J.C and C.G. Dunn, 1959).

Mass merupakan orang pertama yang berhasil memproduksi asam laktat secara komersial pada tahun 1881. Pada saat itu upaya yang dilakukan dalam mengubah kalsium laktat untuk menjadi tartrat yang kemudian digunakan menjadi *baking powders*. Mulai tahun 1881 produksi asam laktat dengan fermentasi, menjadi hal yang penting dalam dunia industri. Asam laktat saat ini diproduksi secara komersial dari gula jagung, molasses dan gandum (Prescott, J.C and C.G. Dunn, 1959).

Dalam proses produksi asam laktat dapat menggunakan *Lactobacillus delbrueckii*. Strain yang memberikan hasil



konsentrasi asam laktat tinggi biasanya juga menunjukkan produktivitas yang tinggi, seperti pada *Lb. delbrueckii* yang merupakan strain yang paling efisien. Umumnya untuk memproduksi asam laktat, suhu optimum yang digunakan berkisar 30°C-47°C (Hidayat, 2006).

I.1.2 Alasan Pendirian Pabrik

Asam Laktat merupakan senyawa yang cukup banyak dibutuhkan di Indonesia, pada tahun 2015 kebutuhan asam laktat di Indonesia sebesar 2889871 kg, untuk memenuhi kebutuhan tersebut Indonesia masih mengimpor asam laktat, karena tidak memiliki pabrik yang memproduksi asam laktat, walaupun sebagian besar bahan bakunya terdapat di dalam negeri. Beberapa keuntungan pendirian suatu pabrik, diantaranya: mendapatkan keuntungan secara finansial, meningkatkan devisa negara, mengurangi pengangguran, mengurangi ketergantungan dari impor. Dengan adanya pendirian pabrik asam laktat diharapkan akan menimbulkan dampak yang positif bagi pertumbuhan perindustrian, khususnya industri kimia Indonesia. Pabrik yang akan didirikan merupakan pabrik pertama di Indonesia, dengan demikian dapat terjadi perkembangan teknologi yaitu teknologi dalam pembuatan asam laktat.

I.1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Molase merupakan produk samping dari proses industri gula yang biasanya digunakan sebagai pakan, produksi ethanol dan khamir. Selain itu molase juga dapat digunakan sebagai bahan baku asam laktat yang dapat diperoleh dari perusahaan pabrik gula. Dalam prarancangan ini mengambil molases dari Pabrik Gula di area Situbondo. Untuk bahan baku seperti asam sulfat dari PT. Metabisulphite Nusantara di Jawa Timur, kalsium hidroksida dari PT. Aneka Kimia Inti di Surabaya, dan air di dapatkan dari sugai daerah glenmore.

I.1.4 Aspek Pasar

Asam laktat sampai sekarang belum diproduksi di dalam negeri, sehingga seluruh kebutuhannya masih tergantung dari impor. Dari data perkembangan produksi, konsumsi, ekspor, dan



impor yang telah dijabarkan di atas, maka dapat diproyeksikan kebutuhan asam laktat di Indonesia (BPS,2016).

Tahun	Impor (kg)	Ekspor (kg)	Data kebutuhan (kg)
2009	1734310	52063	1682247
2010	2296089	2660	2293429
2011	2452642	475	2452167
2012	3159633	10053	3149580
2013	3363437	1721	3361716
2014	2998105	27073	2971032
2015	3036624	146753	2889871

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2016

I.1.5 Penentuan Kapasitas Pabrik

Pada penentuan kapasitas produksi di pabrik, maka di dapat dari kebutuhan impor tahun lalu. Untuk itu dalam memenuhi kebutuhan asam laktat di Indonesia, maka kebutuhan impor pada tahun 2020 ditentukan dengan

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas} &= 50\% \times \text{Kebutuhan Impor} \\ &= 50\% \times 3000 \text{ ton/tahun} \\ &= 1500 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan didapat kapasitas 1500 ton/tahun dengan estimasi 1 tahun adalah 30 hari.



I.1.6 Lokasi Pabrik



Gambar 1.1 Peta Lokasi Pabrik berada di daerah Asembagus, Situbondo Jawa Timur

Letak geografis suatu pabrik memiliki pengaruh yang sangat penting terhadap keberhasilan dari pabrik tersebut. Beberapa faktor yang dapat menjadi acuan dalam penentuan pemilihan lokasi pabrik antara lain, ketersediaan bahan baku, transportasi, dan utilitas. Dari ketiga pertimbangan tersebut maka pabrik asam laktat ini akan didirikan di Asembagus, Situbondo, Jawa Timur dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Penyediaan bahan baku
Molases sebagai bahan baku pembuatan Asam Laktat diperoleh dari Pabrik Gula di area Situbondo, Jawa timur.
2. Transportasi
Sarana transportasi sangat dibutuhkan sebagai penunjang utama untuk penyediaan bahan baku dan pemasaran



produk. Terlebih kawasan Jawa Timur merupakan kawasan industri pabrik gula yang memiliki sarana transportasi darat yang baik. Selain itu juga dekat dengan pelabuhan Ketapang yang berarti penyaluran produk melalui laut juga mudah.

3. Utilitas

Fasilitas yang terdiri dari penyediaan air dan listrik mengharuskan lokasi pabrik dekat dengan sumber tersebut. Pabrik ini berlokasi di dekat laut sekitar pelabuhan Ketapang untuk memenuhi kebutuhan air. Sementara untuk kebutuhan akan listrik didapatkan dari PT.PLN.

I.2 Dasar Teori

I.2.1 Asam Laktat

Asam laktat atau 2-hydroxypropionic acid dengan rumus kimia $C_3H_5O_3$, merupakan molekul relative yang sederhana. Asam laktat terbentuk karena adanya unsur asam dari suatu suatu produk, baik dengan fermentasi buah dan sayur, dan yang lainnya. Asam laktat merupakan unsur kimia yang ditemukan pertama kali oleh Carl Wilhelm Scheele, di pertengahan abad ke 18, dia menyebutkan bahwa asam laktat merupakan kimia organik pertama didunia (Benninga, 1990).



Gambar 1.2 Asam Laktat 80%

Sumber: <http://www.minerals-water.co.uk/image/cache/catalog/K-L/lactic%20acid%20lwtmk-500x633.jpg>



Asam laktat merupakan asam organik multifungsional, yang pada industri kima digunakan untuk pengasaman, pengawet pada industri makanan, farmasi, dan industri tekstil, maupun sebagai bahan kimia mentah untuk di proses. Asam laktat dapat diproduksi dengan fermentasi atau dengan sintesa, namun proses bioteknologi fermentasi banyak digunakan karena ramah lingkungan, suhu produksi yang rendah, energi yang dibutuhkan rendah, dan hasil yang didapatkan besar (Vijayakumar, 2007).

I.2.2 Fermentasi

Fermentasi sudah dikenal sejak jaman dahulu, dan mulai dikenal menjadi ilmu pada tahun 1857 ketika Louis Pasteur menemukan bahwa fermentasi merupakan sebuah hasil dari aksi mikroorganisme yang spesifik. Fermentasi sebagai industri dimulai awal 1900, dengan produksi dari enzim mikroba, asam organik, dan *yeast*. Fermentasi secara kontinyu digunakan oleh industri farmasi yang didirikan pada sekitar tahun 1950 (Riadi, 2007).

Fermentasi merupakan reaksi dengan menggunakan biokatalis untuk mengubah bahan baku menjadi produk. Biokatalis yang digunakan adalah bakteri, yeast atau jamur (fungi). Prosesnya dilakukan dalam sebuah bejana yang disenut dengan bioreactor atau fermentor. Umpan yang masuk ke fermentor disebut substrat. Substrat utama adalah sumber karbon yang digunakan oleh mikroorganisme untuk memberikan energi untuk pertumbuhan dan produksi produk akhir. Mikroorganisme juga membutuhkan nutrisi lainnya. Nutrien ini menyediakan elemen-elemen kunci pada penyusunan struktur molekul dari komponen sel seperti *nucleus*, dinding sel, dan membran. Nutrien yang umum adalah sulfur, *phosphor*, *potassium*, magnesium, nitrogen, dan mineral-mineral lainnya, tergantung pada spesifik organisme. Nutrient ini ditambahkan ke fermentor dalam bentuk garam mineral yang dilarutkan dalam air, nitrogen ditambahkan dalam bentuk ammonia (Riadi, 2007).

Produksi asam laktat secara fermentasi dari sumber-sumber yang dapat diperbaharui (pati dan selulosa) mencakup hidrolisis



menjadi gula, fermentasi gula menjadi asam laktat, pemisahan bakteri dan bahan-bahan padat dari cairan, dan pemurnian asam laktat. Bakteri asam laktat memfermentasi gula melalui jalur-jalur yang berbeda sehingga dikenal sebagai homofermentatif, heterofermentatif atau fermentasi campuran asam. Homofermentatif hanya menghasilkan asam laktat sebagai produk akhir metabolisme glukosa dengan menggunakan jalur EMP. Dalam heterofermentatif akan dibentuk asam laktat, CO₂, dan etanol atau asetat dari gula melalui jalur fosfoketolase. Menurut Kandler, semua bakteri asam laktat mampu memfermentasi pentosa kecuali *Lactobacilli* tipe I, misalnya *Lb. delbrueckii* (Hidayat, 2006).

I.2.3 *Lactobacillus*

Lactobacillus merupakan salah satu mikroorganisme yang penting dalam produksi makanan, mereka banyak dimanfaatkan untuk memproduksi makanan dan minuman. Fermentasi asam laktat salah satu teknik terdahulu yang digunakan untuk pengawetan bahan-bahan yang mudah membusuk seperti susu, daging dan sayur-sayuran. Produk makanan yang di fermentasi dengan *lactic acid bacteria* maka nilai nutrisinya akan meningkat, kaya akan rasa dan kegiensannya terjaga. Sifat khusus dari *lactic acid bacteria* dalam memfermentasi makanan adalah hasilnya, yang berasal dari metabolisme karbohidrat mereka (Wood, Brian J.B; Warner, Philip J., 2003).

Proses produksi asam laktat dapat menggunakan *Lactobacillus delbrueckii*. Strain yang memberikan hasil konsentrasi asam laktat tinggi biasanya juga menunjukkan produktivitas yang tinggi, seperti pada *Lb. delbrueckii* yang merupakan strain yang paling efisien. Umumnya untuk memproduksi asam laktat, suhu optimum yang digunakan berkisar 30°C-47°C, dengan pH optimumnya antara 5,0-7,0 (Hidayat, 2006).

I.2.3 Molases

Molases adalah limbah industry gula. Komposisi molases dapat dilihat pada tabel I.1 molase tebu kaya akan biotin, asam pantotenat, tiamin, fosfor, dan sulfur. Kandungan nitrogen organik



sedikit. Mengandung 62% gula, yang terdiri dari sukrosa 32%, glukosa 14%, dan fruktosa 16% (Hidayat, 2006).

Tabel 1.1 Komposisi Molase (%)

Komponen	Persentase
Air	22
Sukrosa	30
Glukosa	12
Fruktosa	13
Impurities	17
Abu	6

Sumber: (Retnaningtyas, 2017)

Molase merupakan bahan baku yang berbeda pada umumnya yang digunakan untuk memproduksi alkohol seperti jagung dan kentang. Bahan ini mengandung karbohidrat yang disimpan sebagai pati sehingga harus mengalami perlakuan awal dengan memasak dan kerja enzim untuk menghidrolisis pati menjadi gula yang dapat difermentasi. Sebaliknya karbohidrat dalam molase telah siap untuk difermentasi tanpa perlakuan pendahuluan karena berbentuk gula. Strain yang paling cocok untuk memproduksi asam laktat adalah *Lactobacillus delbrueckii* (Hidayat, 2006).

I.3 Kegunaan Asam Laktat

Asam laktat banyak digunakan di beberapa industri, seperti industri makanan, kosmetik, farmasi, dan yang lainnya. Berikut ini merupakan kegunaan asam laktat dari beberapa bidang:

Tabel I.2 Pengaplikasian Asam laktat dan garamnya secara komersial

<i>Cosmetic Industry</i>	<i>Food Industry</i>	<i>Chemical Industry</i>	<i>Chemical Feedstock</i>	<i>Pharmaceutical Industry</i>
<i>Moisturizers</i>	Pengasaman	<i>Descaling agents</i>	<i>Propylene oxide</i>	<i>Parental solution</i>



<i>Skin-lightening agents</i>	Bahan Pengawet	<i>pH regulators</i>	<i>Acetaldehyde</i>	<i>Dialysis solution</i>
<i>Skin-rejuvenating agents</i>	<i>Flavours</i>	<i>Neutralizers</i>	<i>Acrylic acid</i>	<i>Mineral preparations</i>
<i>pH regulators</i>	<i>pH regulators</i>	<i>Chiral Intermediates</i>	<i>Propanoic acid</i>	<i>Tabletting</i>
<i>Anti-acne agents</i>	Meningkatkan kualitas mikroba	<i>Green Solvents</i>	2-3 <i>pentadione</i>	<i>Prostheses</i>
<i>Humectants</i>	<i>Mineral fortification</i>	<i>Cleaning agents</i>	<i>Ethyl lactate</i>	<i>Surgical sutures</i>
<i>Anti-tartar agents</i>		<i>Slow acid release agents</i>	<i>Poly(lactic acid)</i>	<i>Controlled drug delivery system</i>
		<i>Metal complexing agents</i>		

Sumber: (Wee, Y.J; J.N Kim; and H.W Ryu, 2006)

I.4 Sifat Fisika & Kimia

I.4.1 Bahan Baku Utama

I.4.1.1 Molasse

Bentuk : cairan kental berwarna coklat kehitaman
 Titik didih : >105 °C
 Specific gravity : 1,3-1,5
 pH : 5,1
 Kelarutan dalam air : Larut

I.4.2 Bahan Baku Penunjang

I.4.2.1 Air

Rumus : H₂O
 BM : 18
 Bentuk fisik : Cair
 Warna : Tidak Berwarna



pH	: ± 7
Titik didih	: $100\text{ }^{\circ}\text{C}$
<i>Specific gravity</i>	: 1
Densitas uap	: 0.62

I.4.2.2 Asam Sulfat

Rumus	: H_2SO_4
BM	: 98.08
Bentuk	: cairan jernih
Warna	: Tidak Berwarna
Titik didih	: $270\text{--}340\text{ }^{\circ}\text{C}$
pH	: Asam
<i>Specific gravity</i>	: 1.84

I.4.2.3 Kalsium Hidroksida

Rumus	: $\text{Ca}(\text{OH})_2$
BM	: 74.1
Bentuk	: bubuk padatan
Warna	: Putih
Densitas	: 2,7-2,95
Titik leleh	: $580\text{ }^{\circ}\text{C}$
<i>Specific gravity</i>	: 2.24

I.4.2.4 Amonium Phospate Dibasic

Rumus	: $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$
BM	: 132.06
Bentuk	: Padatan
<i>Specific gravity</i>	: 1.619

I.4.3 Produk Utama

I.4.3.1 Asam laktat

Rumus	: $\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$
BM	: 90.08
Bentuk	: cairan
Warna	: Tidak berwarna hingga kuning muda
pH	: 2
Titik didih	: $122\text{ }^{\circ}\text{C}$
<i>Specific gravity</i>	: 1.249

**I.4.4 Produk Samping****I.4.4.1 Kalsium Sulfat**

Rumus	: CaSO_4
BM	: 136.14
Bentuk	: Padatan
Warna	: Putih
Titik leleh	: $1450\text{ }^{\circ}\text{C}$
<i>Specific gravity</i>	: 2.96

BAB II

MACAM DAN URAIAN PROSES

II.1 Macam Proses

Pembuatan asam laktat dapat dilakukan melalui 2 cara, yaitu cara sintesis dan cara fermentasi. Produksi asam laktat secara kimia sintesis menghasilkan produk *racemix mixture* dengan bentuk isomer DL asam laktat, Sedangkan fermentasi membentuk D(-) atau L(+) asam laktat tergantung kepada spesies bakteri dan substrat yang digunakan (*Tokiwa, 2007*).

Sejak tahun 1995, semua laktat kapasitas produksi asam baru telah menggunakan metode fermentasi karena menghasilkan asam laktat dengan kemurnian chiral tinggi yang diperlukan untuk pasar makanan dan polimer (*Bohnet, 2011*).

Keberadaan L (+) - asam laktat yang memiliki kemurnian optik tinggi menyediakan asam polylactic dengan kristalinitas tinggi dan titik leleh tinggi. Salah satu penggunaan yang paling berkembang dari asam laktat adalah penggunaannya dalam polimerisasi asam laktat untuk membentuk asam polylactic (PLA), polimer sangat menarik karena bisa dihasilkan dari bahan baku *renewable* yang biodegradable di alam (*Ghaffar, 2014*).

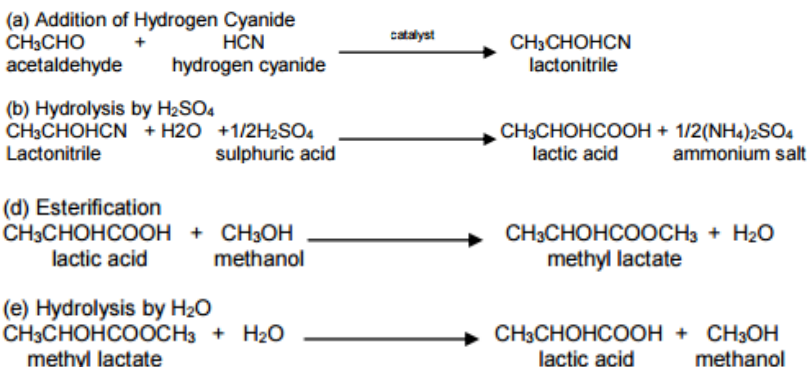
II.1.1 Proses Sintesis

Sejak tahun 1960-an, asam laktat telah diproduksi melalui proses sintesis. Beberapa cara untuk memproduksi asam laktat sintesis dalam skala industri telah ditemukan. Musashino adalah produsen sintesis asam laktat utama terakhir. Jika metode sintesis mampu menghasilkan chirally asam laktat murni melalui katalis enantioselektif dengan biaya rendah, metode sintesis ini bisa menggantikan beberapa kapasitas fermentasi (*Bohnet, 2011*).

Menurut Narayan (2004), saat ini industri asam laktat sintesis melakukan proses produksi dengan mereaksikan asetaldehida dengan hidrogen sianida melalui reaksi hidrolisis menghasilkan laktonitril. Reaksi ini terjadi dalam fase cair pada tekanan atmosfer tinggi. Laktonitril mentah di *recovery* dan dimurnikan dengan distilasi. Kemudian dihidrolisis menjadi asam



laktat, baik dengan HCl pekat atau H₂SO₄ untuk menghasilkan garam ammonium dan asam laktat. Asam laktat kemudian diesterifikasi dengan metanol untuk menghasilkan metil laktat, yang di *remove* dan dimurnikan dengan distilasi dan dihidrolisis oleh air dengan katalis asam untuk menghasilkan asam laktat dan metanol, yang di *recycle*, reaksi sebagai berikut :



Metode sintesis kimia menghasilkan campuran rasemat asam laktat. Dua perusahaan Musashino, Jepang dan Sterling Chemicals Inc, USA menggunakan teknologi ini. Metode lain yang mungkin adalah dengan degradasi katalis gula, oksidasi propilen glikol, reaksi asetaldehida, karbon monoksida dan air pada suhu dan tekanan tinggi, hidrolisis asam *chloropropionic*, fermentasi karbohidrat, oksidasi asam nitrat *propylene* (Narayan, Roychoudhury, & Srivastava, 2004).

II.1.2 Proses Fermentasi

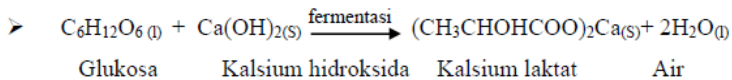
Proses fermentasi memerlukan karbohidrat, nutrisi, dan mikroorganisme untuk menghasilkan asam laktat melalui fermentasi. Karbohidrat digunakan dalam fermentasi terutama terdiri dari heksosa atau senyawa yang dapat dengan mudah dibagi menjadi heksosa, misalnya, dekstrosa, sirup jagung, sirup, jus bit gula, whey, serta beras, gandum, jagung, dan pati kentang. Lignocellulosics memiliki potensi untuk menjadi sumber murah dari karbohidrat, dan penggunaan pentosa (xilosa, arabinosa) untuk



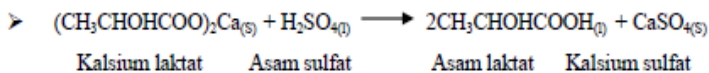
produksi asam laktat dapat meningkat karena teknologi hidrolisis lignoselulosa sudah maju (Bohnet, 2011).

Asam laktat dapat diproduksi dengan memfermentasikan berbagai macam karbohidrat seperti sukrosa, glukosa atau laktosa. Gula-gula tersebut terdapat pada molasses, jagung, kentang dan milk whey (Narayan, Roychoudhury, & Srivastava, 2004).

Asam laktat dihasilkan dari fermentasi glukosa oleh bakteri tertentu melalui reaksi :



(Engineers, 2011)



(Narayan, Roychoudhury, & Srivastava, 2004)

Bakteri yang memproduksi hanya asam laktat saja termasuk keluarga homofermentatif, Sedangkan yang memproduksi asam laktat dan asam volatile tambahan seperti asam asetat, etanol, asam format, dan karbon dioksida diistilahkan “heterofermentatif” (Bohnet, 2011).

Banyak jenis karbohidrat yang telah dicoba untuk dijadikan bahan baku untuk pembuatan asam laktat. Akan sangat bermanfaat bila bahan baku tersebut mempunyai kriteria :

- ☐ Murah
- ☐ Tingkat kontaminasi yang rendah
- ☐ Laju dari fermentasi yang tinggi
- ☐ Asam laktat yang dihasilkan banyak
- ☐ Sedikit atau tidak mengandung produk samping
- ☐ Dapat difermentasi tanpa melakukan pretreatment
- ☐ Dapat beroperasi sepanjang tahun

(Wee, 2006)

Bakteri asam laktat dapat diklasifikasikan menjadi dua kelompok: bersifat homofermentatif dan heterofermentative. Sementara bakteri asam laktat bersifat homofermentatif mengubah glukosa hampir secara eksklusif menjadi asam laktat, bakteri asam



laktat heterofermentative catabolize glukosa menjadi etanol dan CO₂ serta asam laktat. Bakteri asam laktat bersifat homofermentatif biasanya memetabolisme glukosa melalui jalur *Embden-Meyerhof* (yaitu glikolisis). Sejak hasil glikolisis hanya dalam asam laktat sebagai produk akhir utama dari metabolisme glukosa, dua molekul asam laktat yang dihasilkan dari setiap molekul glukosa dengan hasil lebih dari 0,90 g / g. Hanya Bakteri Asam Laktat bersifat homofermentatif yang tersedia untuk produksi komersial asam laktat (*Wee, 2006*)

Asam laktat adalah asam sederhana hidroksi yang memiliki atom karbon asimetris dan hadir dalam dua bentuk optik aktif. Pada manusia dan mamalia lainnya hanya L (+) isomer hadir, di mana sebagai D (-) Dan L (+) baik enantiomer dapat disintesis menggunakan strain bakteri yang tepat. Oleh karena itu, asam laktat di dunia komersial sebagian besar disiapkan oleh fermentasi karbohidrat oleh bakteri, menggunakan mikroba homolactic seperti berbagai varietas modifikasi atau optimalisasi strain genus *Lactobacillus*, yang terutama menghasilkan asam laktat. Komersial asam laktat murni dapat disintesis oleh fermentasi mikroba dari karbohidrat berikut seperti glukosa, sukrosa, laktosa, dan pati / maltosa berasal dari umpan-saham seperti gula bit, molase, whey, dan barley malt. Preferensi bahan baku sepenuhnya tergantung pada harga, ketersediaan, dan biaya masing-masing pemulihan asam laktat dan pemurnian. Agen biologis lainnya mampu menghasilkan asam laktat juga digunakan seperti strain *Rhizopus*, *Escherichia*, *Bacillus*, *Kluyveromyces* dan *Saccharomyces* (*Ghaffar, 2014*).

Metode yang banyak digunakan untuk produksi asam laktat adalah Batch fermentasi. Kondisi untuk Fermentasi berbeda untuk setiap metode industri tetapi biasanya di kisaran 45-60°C memiliki pH 5.0-6.5 untuk *Lactobacillus delbrueckii* dan 43°C dengan pH 6.0-7.0 untuk *Lactobacillus bulgaricus*. *Recovery* produk adalah langkah penting dalam produksi asam laktat yang terkait untuk pemisahan dan pemurnian asam laktat dari fermentasi kaldu. Sebuah prosedur konvensional untuk produksi asam laktat dengan



fermentasi laktosa melibatkan metode pemurnian yang diperlukan untuk mencapai asam laktat murni. Sejumlah penelitian tentang pemurnian asam laktat telah dilakukan dengan menggunakan beberapa teknik yang berbeda untuk pemisahan seperti pertukaran ion, ekstraksi reaktif, teknologi membran, Mdistillation dan elektro-dialisis (Ghaffar, 2014).

Yield asam laktat adalah antara 85 dan 95% berdasarkan gula yang difermentasi. Produk Samping fermentasi, seperti asam format dan asam asetat, yang ditemukan dalam konsentrasi kurang dari 0,5% berat. "Homofermentive" strain bakteri biasanya digunakan karena mereka membuat sedikitnya jumlah produk sampingan (Bohnet, 2011).

Perkembangan terkini dalam fermentasi asam laktat sedang bergerak ke arah penggunaan strain ragi rekayasa genetika untuk menghasilkan asam laktat di bawah netral atau pH rendah Mikroorganisme ini memiliki keuntungan dari menggunakan media yang ditentukan dan kemampuan untuk memproduksi asam laktat, tanpa garam laktat, dalam *broth*. biaya agen penetral (kapur), agen acidifying yang (asam sulfat), dan pembuangan garam sampingan (gypsum) hampir dapat dieliminasi melalui fermentasi pH rendah (Bohnet, 2011).

Tabel 2.1 Macam-Macam Bakteri Penghasil Asam Laktat

Homofermenter	Heterofermenter
<i>Enterococcus faecium</i>	<i>Lactobacillus brevis</i>
<i>Enterococcus faecalis</i>	<i>Lactobacillus buchneri</i>
<i>Lactobacillus acidophilus</i>	<i>Lactobacillus cellobiosus</i>
<i>Lactobacillus lactis</i>	<i>Lactobacillus confusus</i>
<i>Lactobacillus delbrueckii</i>	<i>Lactobacillus coprophilus</i>
<i>Lactobacillus leichmannii</i>	<i>Lactobacillus fermentatum</i>
<i>Lactobacillus salivarius</i>	<i>Lactobacillus sanfrancisco</i>

Sumber :Beucht (1995)



Tabel 2.2 Bakteri yang Mampu Mengolah Bahan Mentah Menjadi Asam Laktat

Raw material	Organism	γ (lactic acid)	Productivity
		g/L	g/(L.h)
Molasses	<i>Lactobacillus delbrueckii</i> NCIMB 8130	90.0	3.8
	<i>Enterococcus faecalis</i> RKY1	95.7	4.0
Rye	<i>Lactobacillus paracasei</i> No. 8	84.5	2.4
	<i>Lactobacillus paracasei</i> No. 8	81.5	2.7
Sweet sorghum	<i>Lactobacillus paracasei</i> No. 8	106.0	3.5
	<i>Lactococcus lactis</i> ssp. <i>lactis</i> ATCC 19435	106.0	1.0
Wheat	<i>Enterococcus faecalis</i> RKY1	102.0	4.8
	<i>Enterococcus faecalis</i> RKY1	63.5	0.5
Corn	<i>Lactobacillus amylovorus</i> ATCC 33620	10.1	0.8
	<i>Lactobacillus amylovorus</i> ATCC 33620	4.8	0.2
Cassava	<i>Lactobacillus amylovorus</i> ATCC 33620	4.2	0.1
Potato	<i>Lactobacillus</i> sp. RKY2	129.0	2.9
Rice	<i>Lactobacillus casei</i> NRRL B-441	162.0	3.4
Barley	<i>Lactobacillus amylophilus</i> GV6	27.3	0.3
	<i>Lactobacillus coryniformis</i> ssp. <i>torquens</i> ATCC 25600	24.0	0.5
Cellulose	<i>Rhizopus</i> sp. MK-96-1196	24.0	0.3
Corn cob	<i>Lactobacillus coryniformis</i> ssp. <i>torquens</i> ATCC 25600	23.1	0.5
Waste paper	<i>Rhizopus oryzae</i> NRRL 395	49.1	0.7
	<i>Lactobacillus delbrueckii</i> NRRL B-445	108.0	0.9
Wood	<i>Enterococcus faecalis</i> RKY1	93.0	1.7
	<i>Lactobacillus helveticus</i> R211	66.0	1.4
Whey	<i>Lactobacillus casei</i> NRRL B-441	46.0	4.0

Sumber : Young-Jung Wee, Jin-Nam Kim (2006)

II.1.2.1 Asam Laktat dari Whey

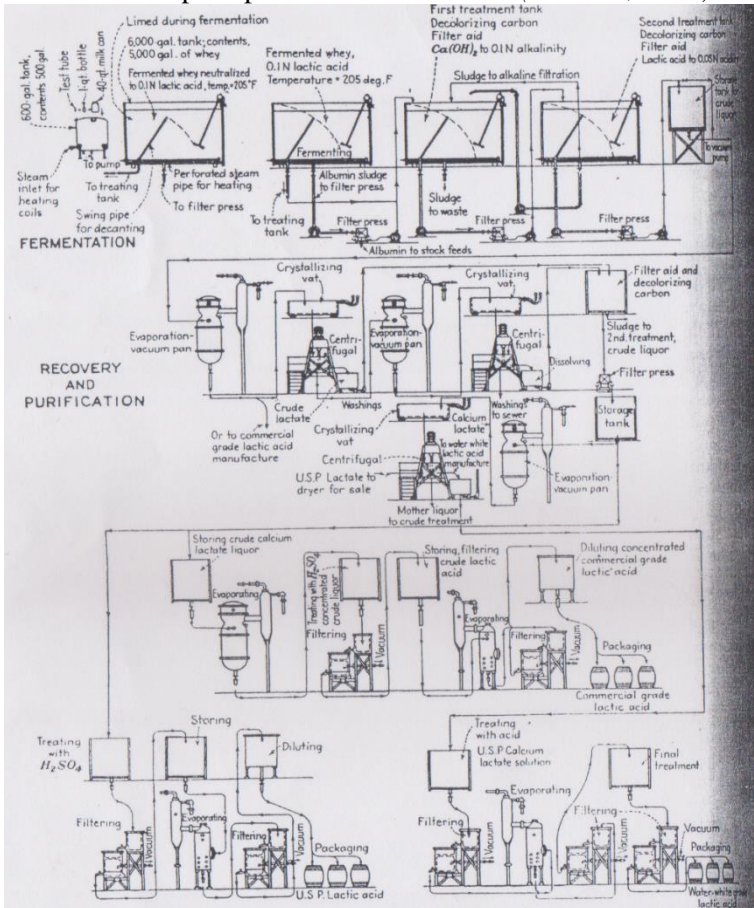
Asam laktat dihasilkan secara komersial dari laktosa sejak tahun 1936 di Norwich, N.Y., pada pengoperasian pabrik oleh Sheffield By-product Company (bang dari sheffield Farms, yang berubah menjadi cabang dari National Dairy Product Corporation New York). Pabrik mempunyai kapasitas untuk 10.000 lb dari asam laktat, kalsium laktat, dan sodium laktat diproduksi dari air dadih (*whey*) (Prescott, 1959).

Penggunaan dari air dadih kasein (*whey casein*) selalu bemasalah. *Casein whey* biasanya dihunakan pada ternak dan unggas, dan laktosa dan albuminya figunakan pada produksi komersial asam laktat (Prescott, 1959).

Surplus milk ayau *skim milk* dari sumber lain dapat digunakan dalam memproduksi asam laktat. Krem dihilangkan dari



susu dan kasein diendapkan dengan menggunakan asam laktat atau asam klorida, pembentukan asam lebih dipilih. Air dadih (*whey*), yang dikenal sebagai air dadih kasein (*casein whey*), yang mana adalah produk samping setelah pemisahan dari krem dan kasein pada susu, mengandung laktalbumin (protein), sekitar 4,6 % laktosa, vitamin G, garam mineral, dan air. Medium ini berfungsi sebagai nutrisi substrat pada pembuatan asam laktat (Prescott, 1959).



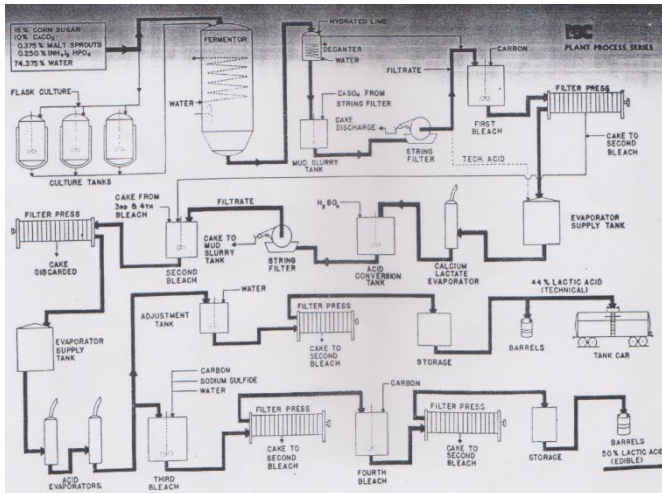
Gambar 2.1 Asam Laktat dari Casein Whey



(Prescott, 1959)

II.1.2.2 Asam Laktat dari Gula Jagung

Produksi komersial asam laktat dari gula jagung telah dideskripsikan oleh Inskeep, Taylor, dan Breitzke (1956). Referensi ini dibuat berdasarkan *flow sheet* (Gambar 2.2) pada bagian ini. Media yang digunakan pada tangki biakan dan fermentasi mengandung 15 persen gula jagung, 0.375 persen *malt sprouts*, 0.25 persen diammonium fosfat, 74.375 perse air, dan 10 persen CaCO_3 sebagai penetral untuk menjaga pH yang diinginkan pada batas 5,8 – 6. Tangki biakan diisi dengan 375 gal *mash* dan fermentor diisi dengan 24.000 gal *mash*. Tangki biakan dan fermentor disediakan dengan mesin pengaduk untuk menjaga isi agar tetap bercampur. Temperatur dijaga pada 120°F ($48,9^\circ\text{C}$) dengan mensirkulasi air melewati jaket berbahan stainless steel pada tangki biakan dan coil berbahan stainless steel pada fermentator. Hasil fermentasi akan diukur setiap hari dengan memeriksa penurunan kandungan gula dari media dan pH. Fermentasi dianggap sudah sempurna jika penurunan kandungan gula berkurang sampai 0,10 persen. Durasi normal dari fermentasi adalah 4-6 hari. Pada akhir fermentasi, *mash* dipanaskan sampai 180°F untuk membunuh bakteri. Asam laktat atau kalsium laktat, mungkin diperoleh sebagai produk akhir fermentasi ini, bergantung pada metode pengolahan dari fermentasi produk (Prescott, 1959).



Gambar 2.2 Flowsheet Produksi Asam Laktat dari Gula Jagung pada Hammond, Ind.

(Prescott, 1959).

II.2 Seleksi Proses

Perbandingan Proses produksi dilakukan untuk menentukan proses mana yang lebih efektif dan efisien dalam produksi asam laktat. Proses yang di bandingkan adalah proses secara sintetis dan proses secara fermentasi.

Perbedaan	Sintesis	Fermentasi
Proses	Continue	Semicontinue
Suhu	Tinggi	Rendah
Tekanan	Tinggi	Rendah
Biaya Produksi	Mahal	Relatif Murah
Proses Produksi	Kompleks	Sederhana
Bahan Baku	Tidak dapat diperbarui	Dapat diperbarui
Produksi Yield	Campuran 75-85%	Murni 85-95%



Dari ketiga proses pembuatan asam laktat tersebut, pada pabrik Asam Laktat yang akan didirikan akan menggunakan proses fermentasi dengan bahan baku molasse dan menggunakan mikroba *Lactobacillus Delbreuckii*, dikarenakan :

1. Bahan baku yang terbatas dalam proses kimia sintesis, sedangkan bahan baku menggunakan proses fermentasi adalah bahan baku yang dapat diperbaharui.
2. Bakteri *Lactobacillus Delbreuckii* mempunyai produktivitas yang tinggi dan hanya memproduksi asam laktat.
3. Bakteri *Lactobacillus Delbreuckii* dapat mengkonversi gula hingga 90 %
4. Waktu fermentasi yang lebih cepat, yaitu 21 – 24 jam
5. Proses fermentasi tidak memerlukan tekanan operasi yang tinggi seperti pada proses sintesis kimia.
6. Biaya atau harga produksi cenderung lebih rendah jika dibandingkan dengan proses kimia (sintesis).
7. Persen *yield* yang dihasilkan pada proses fermentasi lebih besar dari pada proses sintesis yaitu sebesar 85 – 95%

II.3 Uraian Proses

II.3.1 Deskripsi Proses

Proses pembuatan asam laktat dilakukan secara semi kontinyu, dimana proses batch dilakukan sampai pada tangki intermediate, setelah tangki intermediate dilakukan proses kontinyu. Pada akhir proses produksi dihasilkan asam laktat dengan kemurnian 50 %.

Pembuatan asam laktat dengan cara fermentasi secara garis besar terdiri dari :

- ✓ Persiapan dan Fermentasi
- ✓ Pengasaman dan Pemurnian

II.3.1.1 Tahap Persiapan dan Fermentasi

Feed molasses masuk kedalam dilusi tank (tangki pengenceran) sehingga akan didapatkan konsentrasi glukosa dalam



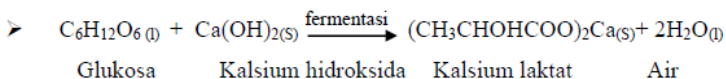
molasses sebanyak 15%. Sesudah masuk dilusi tank, 10% molasses akan masuk kedalam culture tank untuk pengembangbiakan bakteri dan 90% nya masuk ke dalam fermentor.

Media yang digunakan pada *culture tank* dan fermentor ini mengandung 15% gula, 0,25 (NH₄)₂HPO₄, 0,375% *malt sprout* (Prescott, 1959).

Bakteri *Lactobacillus delbrueckii* dipilih karena mempunyai produktivitas yang tinggi dan hanya memproduksi asam laktat, serta *Lactobacillus delbrueckii* dapat mengkonversikan senyawa gula hingga 90% (Mat, 2007).

Proses yang terjadi pada *culture tank* berlangsung selama 21-24 jam pada temperatur 30 °C. Setelah itu, hasil dari *culture tank* akan masuk ke fermentator untuk proses fermentasi. Pada *culture tank* diharapkan terjadi perkembang bakteri saja tanpa menghasilkan asam, tapi pada prakteknya pada *culture tank* akan menghasilkan sedikit asam laktat sehingga pada fermentor akan ditambah Ca(OH)₂ karena selama proses pH harus dijaga antara 5-6. Selain berfungsi untuk menjaga pH, penambahan secara berlebih dari *neutralizing agent* tersebut akan menghasilkan garam laktat sebagai bentuk asam laktat (Prescott, 1959)

Reaksinya sebagai berikut :



Setelah 8 – 12 jam pH akan turun sampai sekitar 5 sehingga sedikit Ca(OH)₂ akan ditambahkan setiap interval untuk menjaga pH (konsentrasi asam harus dijaga dibawah 1,3% untuk pertumbuhan bakteri) (Engineers, 2011).

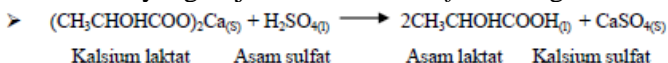
II.3.1.2 Tahap Pengasaman dan Pemurnian

Pad tahap pemurnian, kalsium laktat dipisahkan menggunakan RVF. Setelah itu kalsium laktat yang keluar dimurnikan dengan menggunakan karbon aktif pada temperature 80°C selama 30 menit. Penambahan karbon aktif berfungsi menyerap warna pada larutan kalsium laktat. Setelah itu, larutan



dipisahkan menggunakan filter press dan dialirkan ke evaporator untuk dipekatkan. Larutan kalsium laktat yang telah dipekatkan di tambahkan H_2SO_4 pada reaktor sulfuric untuk membentuk asam laktat dan CaSO_4 (*gypsum*) yang memiliki kelarutan yang kecil dalam air.

Reaksi yang terjadi didalam *acidifier* sebagai berikut :

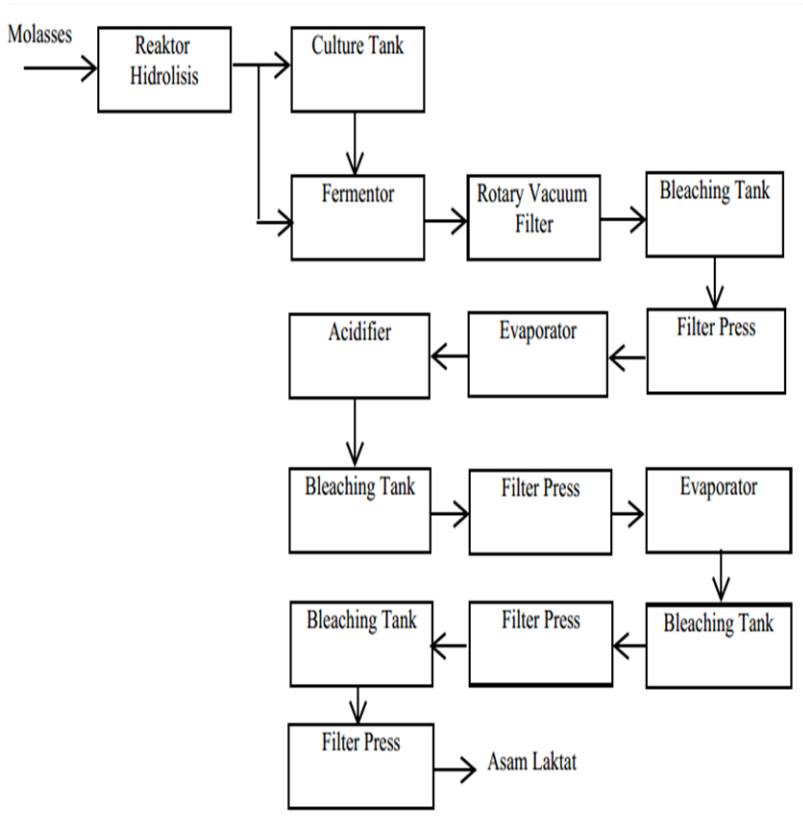


(Narayan, Roychoudhury, & Srivastava, 2004)

Kemudian, asam laktat dan CaSO_4 yang terbentuk dalam proses pengasaman akan masuk ke *rotary vacuum filter* untuk memisahkan CaSO_4 dengan asam laktat. Asam laktat selanjutnya akan masuk ke bleaching tank untuk dimurnikan dan menyerap warna pada asam laktat dengan menambah karbon aktif selama 20 menit pada temperatur 80°C . Kemudian dialirkan ke filter press untuk memisahkan filtrat dengan cake-nya. Selanjutnya larutan asam laktat tersebut dialirkan ke evaporator untuk kemudian dimurnikan, sedangkan endapan CaSO_4 dikeluarkan dari bagian bawah. Setelah itu larutan asam laktat dipekatkan dalam evaporator sehingga akan didapatkan kemurnian asam laktat 50%.



II.3.2 Blok Diagram



BAB III NERACA MASSA

Kapasitas : 1500 ton asam laktat/tahun
 : 5 ton asam laktat/hari
 : 5000 kg asam laktat/hari
 Satuan Massa : kg/hari
 Operasi : 300 hari /tahun, 24 jam/hari
 Satuan : Kg
 Basis Bahan Baku : 15945,96/hari

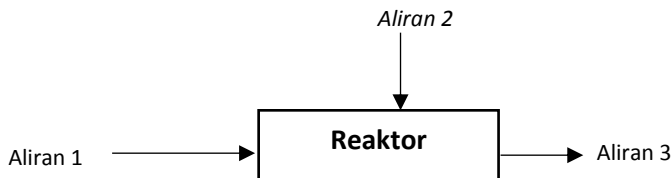
Untuk kapasitas 5 ton asam laktat/hari, dibutuhkan bahan baku molasses sebanyak 27555,729 kg molasses/hari atau 27,555729 ton molasses/hari dengan data komposisi molasses sebagai berikut :

Tabel 3.1 Komposisi Feed

Komponen	Fraksi	Massa (Kg)
Air	0,2200	3508,110
Sukrosa	0,3000	4783,787
Glukosa	0,1200	1913,515
Fruktosa	0,1300	2072,974
Abu	0,0600	956,757
Impurities	0,1700	2710,812
Total	1,0000	15945,955

1. Reaktor Hidrolisis (R-110)

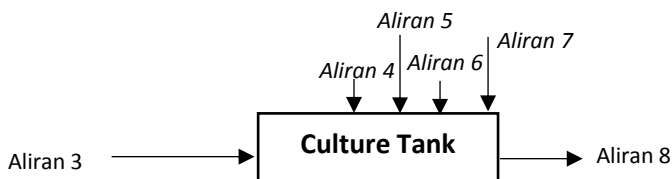
Fungsi : Untuk menghidrolisis sukrosa menjadi glukosa dan fruktosa.



Masuk		Keluar	
Aliran 1 dari Tangki Penyimpanan	Massa	Aliran 3 ke Culture Tank	Massa
Air	3545,877	Air	42459,602
Sukrosa	717,568	Sukrosa	717,568
Glukosa	4053,630	monosakarida	8266,719
Fruktosa	4213,089	Abu	956,757
Abu	956,757	impurities	2710,812
impurities	2710,812		
Aliran 2			
H2O	38913,725		
Total	55111,459	Total	55111,459

2. Culture Tank (R-120)

Fungsi : Untuk mengembangbiakkan bakteri
Lactobacillus Delbureckii

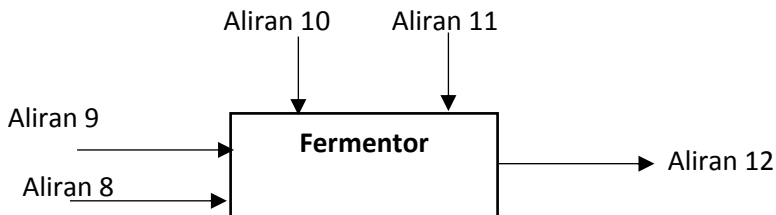




Masuk		Keluar	
Aliran 3 dari reaktor	Massa	Aliran 8 ke fermentor	Massa
Air	4245,960	Air	4400,378
Sukrosa	71,757	Sukrosa	71,757
Monosakarida	826,672	Monosakarida	123,467
Abu	95,676	Abu	95,676
Impurities	271,081	Impurities	271,081
Aliran 4		Biomass	8,864
Malt Sprout	3,100	Ca(OH) ₂	0,091
Aliran 5		Ca laktat	844,293
(NH ₄) ₂ HPO ₄	2,067	asam laktat	2,526
Aliran 6			
Biomass	0,141		
Aliran 7			
H ₂ O	299,869		
Ca(OH) ₂	1,810		
Total	5818,132	Total	5818,132

3. Fermentor (R-210)

Fungsi : Untuk memfermentasikan glukosa menjadi Ca-Laktat dengan kultur bakteri *Lactobacillus Delbureckii*



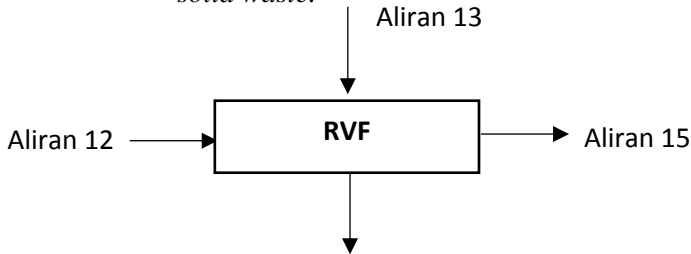


Masuk		Keluar	
Aliran 8 dari Culture Tank	Massa	Aliran 12 ke Tangki Penyimpanan	Massa
Air	4400,378	Air	43957,040
Sukrosa	71,757	Sukrosa	717,568
Monosakarida	123,467	Monosakarida	1073,388
Abu	95,676	Abu	956,757
Impurities	271,081	Impurities	2710,812
Biomass	8,864	Biomass	435,370
Ca(OH) ₂	0,091	Ca(OH) ₂	0,787
Ca laktat	844,293	Ca laktat	8187,365
asam laktat	2,526	asam laktat	21,968
Aliran 9			
Air	38213,642		
Sukrosa	645,811		
Monosakarida	7440,047		
Abu	861,082		
impurities	2439,731		
Aliran 10			
(NH ₄) ₂ HPO ₄	18,909		
Aliran 11			
Ca(OH) ₂	15,652		
H ₂ O	2608,0494		
Total	58061,055	Total	58061,055



4. Rotary Vacuum Filter (H-220)

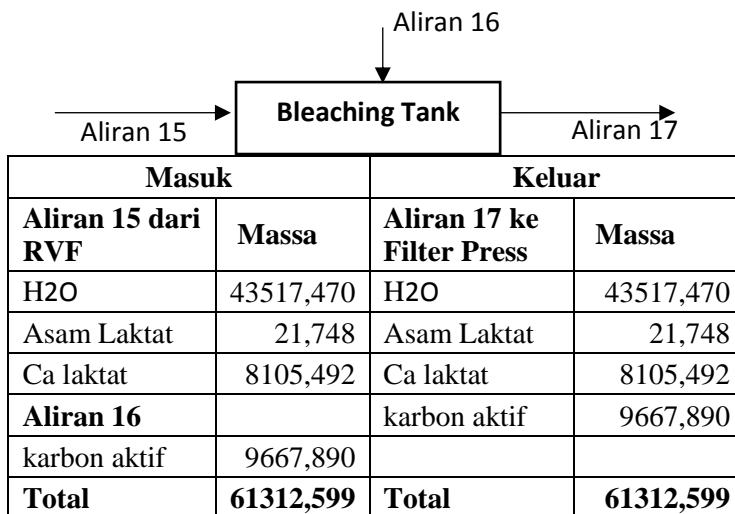
Fungsi : Untuk memisahkan Filtrat yang akan menuju Bleaching Tank dengan *cake* yang akan menuju *solid waste*.



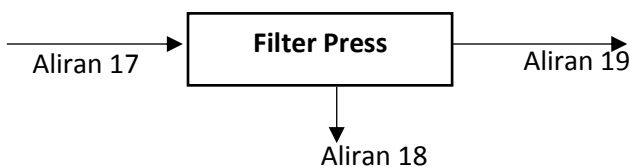
Masuk		Keluar	
Aliran 12 dari Tangki Penyimpanan	Massa	Aliran 14 ke Bleaching Tank	Massa
Air	43957,040	Air	1618,507
Sukrosa	717,568	Asam laktat	0,220
Monosakarida	1073,388	Ca laktat	81,874
Abu	956,757	Cake	5894,682
Impurities	2710,812	Aliran 15	
Biomass	435,370	H ₂ O	43517,470
Ca(OH) ₂	0,787	Asam Laktat	21,748
Ca laktat	8187,365	Ca laktat	8105,492
asam laktat	21,968		
Aliran 13			
H ₂ O	1178,936		
Total	59239,992	Total	59239,992

**5. Bleaching Tank (F-223)**

Fungsi : Untuk menyerap warna kalium laktat dengan menggunakan karbon aktif

**6. Filter Press (H-224)**

Fungsi : Untuk memisahkan Karbon aktif dari larutan Ca-Laktat

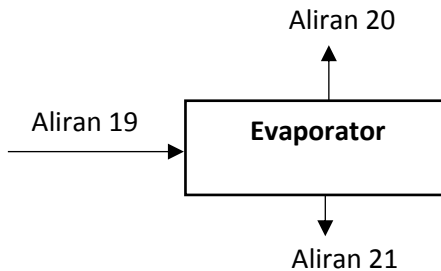




Masuk		Keluar	
Aliran 17 dari Bleaching Tank	Massa	Aliran 19 ke tangki penyimpanan	Massa
H ₂ O	43517,470	H ₂ O	41341,596
Asam Laktat	21,748	Asam Laktat	20,661
Ca laktat	8105,492	Ca laktat	7700,217
karbon aktif	9667,890	Aliran 18	
		karbon aktif	9667,890
		H ₂ O	2175,873
		Asam Laktat	1,087
		Ca laktat	405,275
Total	61312,599	Total	61312,599

7. Evaporator (V-330)

Fungsi : Untuk memekatkan Larutan Ca-Laktat dari 15% menjadi 37%

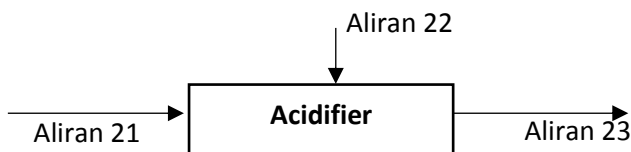




Keluar		Keluar	
Aliran 19 dari Tangki Penyimpanan	Massa	Aliran 21 ke Acidifier	Massa
H ₂ O	41341,596	H ₂ O	13090,520
Asam Laktat	20,661	Asam Laktat	20,661
Ca laktat	7700,217	Ca laktat	7700,217
		Aliran 20	
		H ₂ O	28251,076
Total	49062,474	Total	49062,474

8. Acidifier (R-310)

Fungsi : Untuk mereaksikan Ca-Laktat dengan H₂SO₄ menjadi Asam Laktat

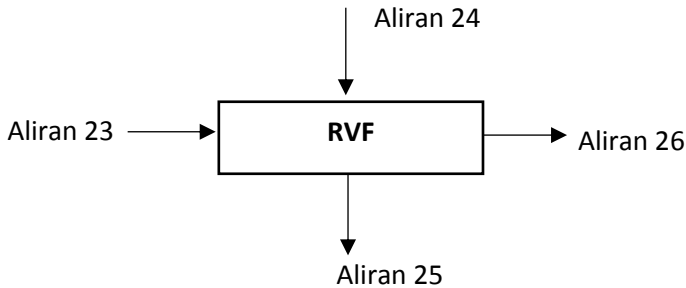


Masuk		Keluar	
Aliran 21 dari Evaporator	Massa	Aliran 23 ke RVF	Massa
H ₂ O	13090,520	H ₂ O	13090,520
Asam Laktat	20,661	Asam Laktat	2945,330
Ca laktat	7700,217	Ca laktat	4158,117
Aliran 22		H ₂ SO ₄	1869,245
H ₂ SO ₄	3461,566	CaSO ₄	2209,750
Total	24272,963	Total	24272,963



9. Rotary Vacuum Filter (H-320)

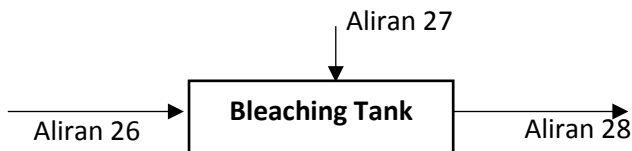
Fungsi : Untuk memisahkan Gypsum dari Larutan Asam Laktat



Masuk		Keluar	
Aliran 23 dari Acidifier	Massa	Aliran 26 ke Bleaching Tank	Massa
H ₂ O	13090,520	H ₂ O	12959,61
Asam Laktat	2945,330	Asam Laktat	2915,877
Ca laktat	4158,117	Aliran 25	
H ₂ SO ₄	1869,245	H ₂ SO ₄	1869,245
CaSO ₄	2209,750	CaSO ₄	2209,750
Aliran 24		Ca laktat	4158,117
H ₂ O	1404,865	H ₂ O	1535,770
		Asam Laktat	29,453
Total	25677,829	Total	25677,829

10. Bleaching Tank (F-323)

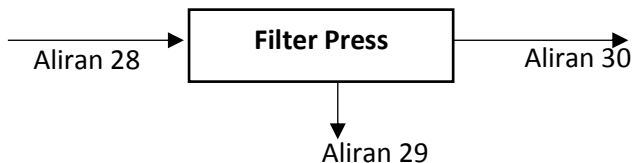
Fungsi : Untuk menyerap warna asam laktat menggunakan karbon aktif



Masuk		Keluar	
Aliran 26 dari RVF	Massa	Aliran 28 ke Filter Press	Massa
H ₂ O	12959,615	H ₂ O	12959,615
Asam Laktat	2915,877	Asam Laktat	2915,877
Aliran 27		karbon aktif	2971,892
karbon aktif	2971,892		
Total	18847,384	Total	18847,384

11. Filter Press (H-324)

Fungsi : Untuk memisahkan karbon aktif dari asam laktat

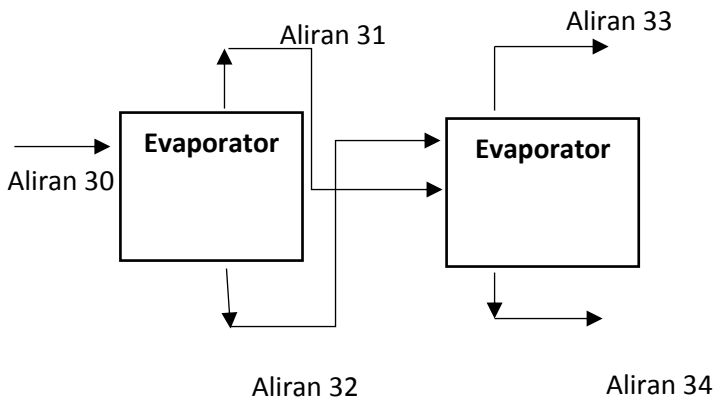




Masuk		Keluar	
Aliran 28 dari Bleaching Tank	Massa	Aliran 29 ke Evaporator	Massa
H ₂ O	12959,615	H ₂ O	647,981
Asam Laktat	2915,877	Asam Laktat	145,794
karbon aktif	2971,892	karbon aktif	2971,892
		Aliran 30	
		H ₂ O	12311,634
		Asam Laktat	2770,083
Total	18847,384	Total	18847,384

12. Evaporator (Double Effect) (V-330a, V-330b)

Fungsi : Untuk memekatkan larutan Asam Laktat dari 18% menjadi 50%

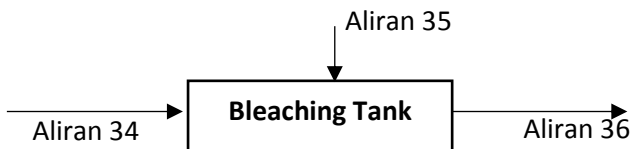




Masuk		Keluar	
Aliran 30 dari Filter Press	Massa	Aliran 34 ke Bleaching Tank	Massa
H ₂ O	12311,634	H ₂ O	2770,083
Asam Laktat	2770,0831	Asam Laktat	2770,083
		Aliran 31	
		H ₂ O	4770,775
		Aliran 33	
		H ₂ O	4770,775
Total	15081,717	Total	15081,717

13. Bleaching Tank (F-332)

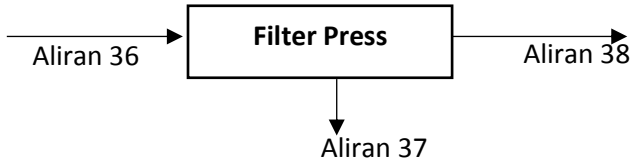
Fungsi : Untuk menyerap warna asam laktat menggunakan karbon aktif



Masuk		Keluar	
Aliran 34 dari Evaporator	Massa	Aliran 36 ke Filter Press	Massa
H ₂ O	2770,0831	H ₂ O	2770,0831
Asam Laktat	2770,0831	Asam Laktat	2770,0831
Aliran 35		karbon aktif	1037,1191
karbon aktif	1037,1191		
Total	6577,2854	Total	6577,2854

**14. Filter Press (H-333)**

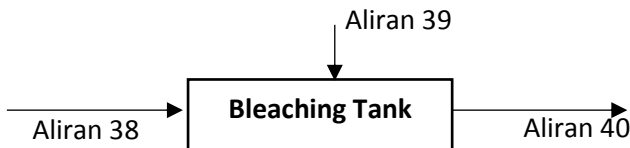
Fungsi : Untuk memisahkan karbon aktif dari asam laktat



Masuk		Keluar	
Aliran 36 dari Bleaching Tank	Massa	Aliran 37 ke Bleaching Tank	Massa
H ₂ O	2770,083	H ₂ O	138,504
Asam Laktat	2770,083	Asam Laktat	138,504
karbon aktif	1037,119	karbon aktif	1037,119
		Aliran 38	
		H ₂ O	2631,579
		Asam Laktat	2631,579
Total	6577,285	Total	6577,285

15. Bleaching Tank (F-335)

Fungsi : Untuk menyerap warna asam laktat menggunakan karbon aktif

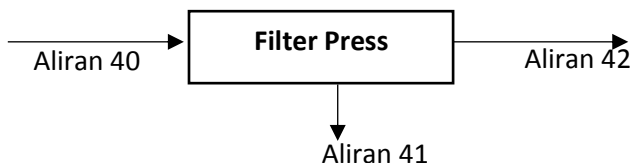




Masuk		Keluar	
Aliran 38 dari filter press	Massa	Aliran 40 ke filter press	Massa
H ₂ O	2631,579	H ₂ O	2631,579
Asam Laktat	2631,579	Asam Laktat	2631,579
Aliran 39		karbon aktif	985,263
karbon aktif	985,263		
Total	6248,421	Total	6248,421

16. Filter Press (H-336)

Fungsi : Untuk menyerap warna asam laktat menggunakan karbon aktif



Masuk		Keluar	
Aliran 40 dari blaching tank	Massa	Aliran 41 ke tangki penyimpanan	Massa
H ₂ O	2631,579	H ₂ O	131,579
Asam Laktat	2631,579	Asam Laktat	131,579
karbon aktif	985,263	karbon aktif	985,263
		Aliran 42	
		H ₂ O	2500,000
		Asam Laktat	2500,000
Total	6248,421	Total	6248,421



17. Tangki Penyimpanan (F-338)

Fungsi : Untuk menampung dan menyimpan produk asam laktat



Masuk		Keluar	
Aliran 42 dari filter press	Massa	Aliran 42	Massa
H ₂ O	2500,000	H ₂ O	2500,000
Asam Laktat	2500,000	Asam Laktat	2500,000
Total	5000,000	Total	5000,000

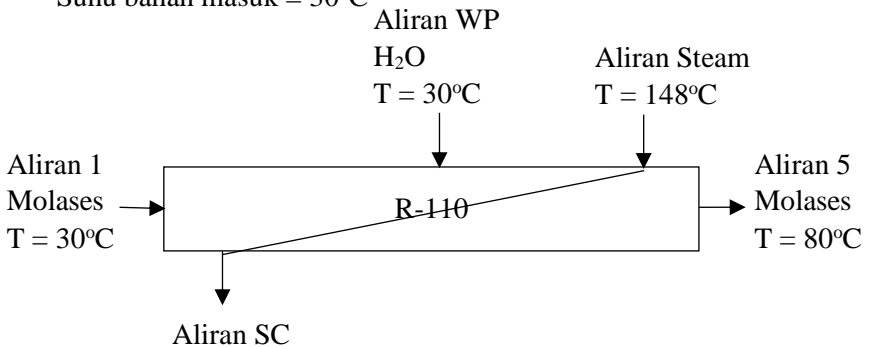
BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas Pabrik = 1500 ton/tahun
 = 5.00 ton/hari
 Operasi = 300 hari
 Satuan panas = 1 kJ/jam
 Basis Waktu = 1 hari
 Basis Bahan Baku = 15945.955 ton/hari

1. Hydrolysis Tank (R-110)

Fungsi : untuk memecah rantai sucrose menjadi glukosa dan fruktosa

Suhu bahan masuk = 30°C



Masuk		Keluar	
Aliran 1		Aliran 3	
Air	73085.625	Air	9730325.458
Sukrosa	29649.161	Sukrosa	48921.113
Glukosa	11650.649	Monosakarida	553661.209
Fruktosa	12621.533	Abu	131554.088
Abu	11959.463	Impurities	197017.944
Impurities	18206.464		
Aliran 2			

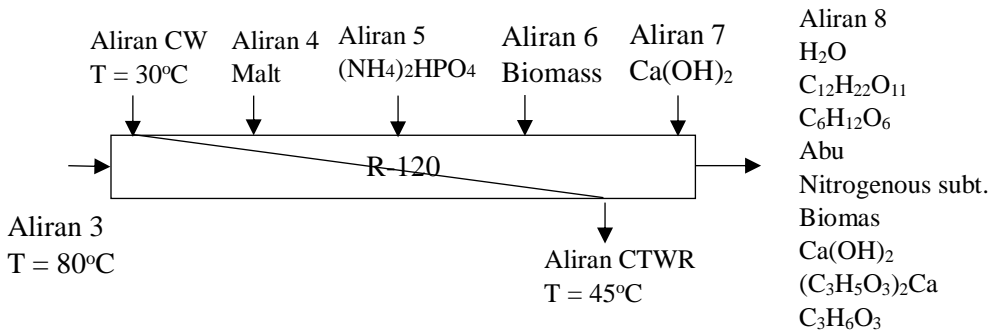


Air	6990888.447		
Aliran Steam			
Q _{steam}	3057872.277		
Total	10661479.811	Total	10661479.811

2. Culture Tank (R-120)

Fungsi : Pengembangbiakan mikroorganisme sebelum masuk menuju fermentor

Suhu bahan masuk = 80°C



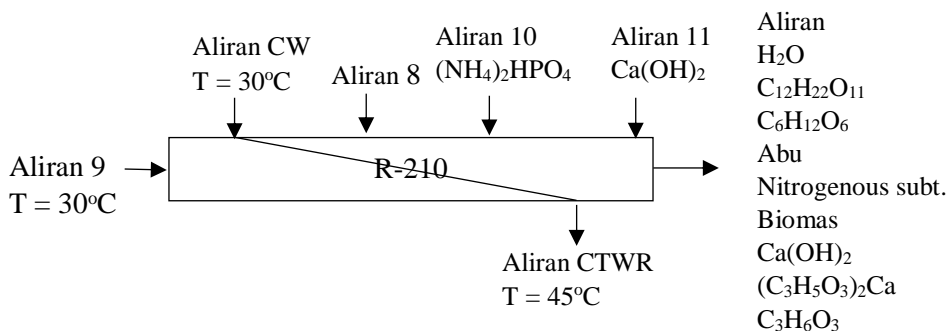
Masuk		Keluar	
Aliran 2		Aliran 8	
Air	88457.504	Air	91674.542
Sukrosa	444.737	Sukrosa	444.739
Monosakarida	258520.005	Monosakarida	751.743
Abu	73.372	Abu	1395.275
Impurities	43639.035	Impurities	1791.071
Malt Sprout	7.170	Biomass	0.214
$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$	14.556	$\text{Ca}(\text{OH})_2$	0.430
Aliran 4		$(\text{C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca}$	4830.639
Malt sprout	7.170	$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$	26.640
Aliran 5		Aliran CW	
$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$	14.612	Q _{serap}	1357639.90
Aliran 6		Q _{loss}	71454.731



Biomass	0.00340		
Aliran 7			
Ca(OH) ₂ (l)	6167.14		
Total	103310.739	Total	103310.739

3. Fermentor (R-220)

Fungsi : sebagai tangki fermentasi glukosa menjadi ca-laktat
Suhu bahan masuk 45°C



Masuk		Keluar	
Aliran 8		Aliran 12	
Air	91674.542	Air	720089.833
Sukrosa	444.739	Sukrosa	5022535.746
Monosakarida	751.743	Monosakarida	6535.436
Abu	1395.275	Abu	13914.283
Impurities	1791.071	Impurities	10620.434
Biomas	0.214	Biomas	10.507
Ca(OH) ₂	0.430	Ca(OH) ₂	3.717
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	4830.639	(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	46844.169
C ₃ H ₆ O ₃	26.640	C ₃ H ₆ O ₃	231.679
Aliran 9		Aliran CW	
Air	796117.542	Q _{serap}	7186463.091

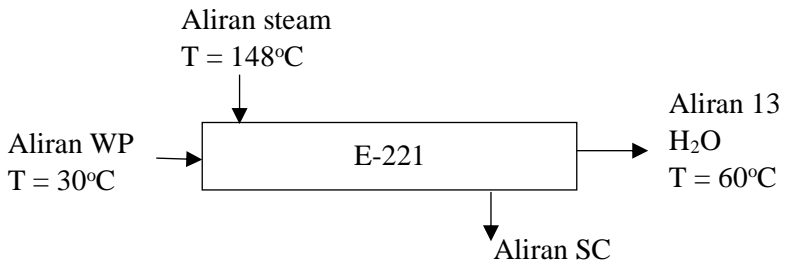


Sukrosa	4002.635	Q _{loss}	378234.9
Monosakarida	45299.553		
Abu	12557.446		
Impurities	16119.651		
Aliran 10			
(NH ₄) ₂ HPO ₄	133.162		
Aliran 11			
Ca(OH) ₂ (l)	53635.637		
Total	1028780.917	Total	1028780.917

4. Heater (E-232)

Fungsi : Memanaskan air untuk *rotary vacuum filter*

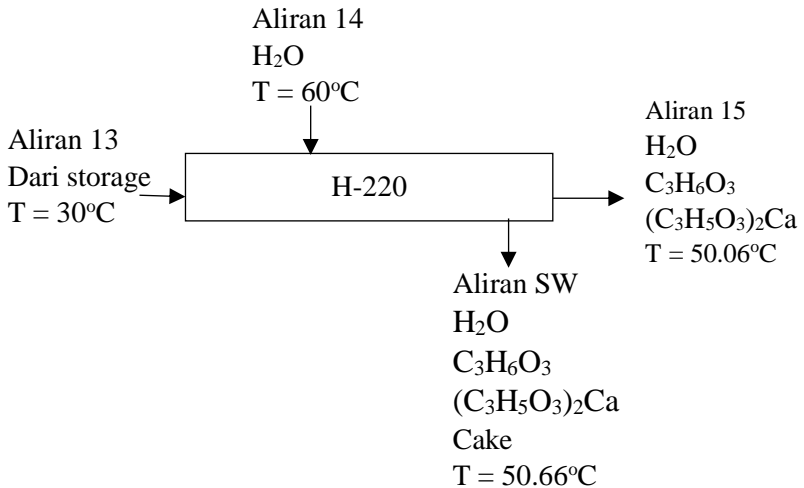
Suhu bahan masuk 35°C



Masuk		Keluar	
Aliran dari WP		Aliran 14	
H ₂ O	63697.542	H ₂ O	451827.896
Aliran Steam			
Q_{steam}	388130.354		
Total	451827.896	Total	451827.896

**5. Rotary Vacuum Filter (H-233)**

Fungsi : untuk memisahkan cake (padatan) yang masih terdapat pada ca-laktat



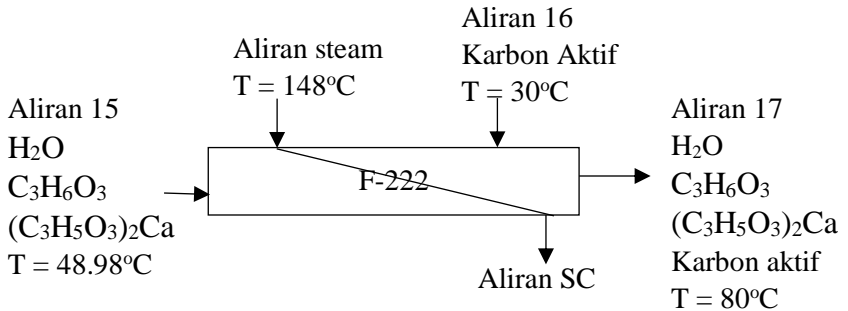
Masuk		Keluar	
Aliran 13		Aliran 15	
Air	915771.667	Air	173022.514
Sukrosa	4447.374	C ₃ H ₆ O ₃	11.905
Monosakarida	6535.436	(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	2403.735
Abu	13952.706	Cake	438492.040
Impurities	17910.722	Aliran SW	
Biomass	10.507	Air	326852.601
Ca(OH) ₂	3.717	(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	1176.912
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	46844.169	C ₃ H ₆ O ₃	237968.812
C ₃ H ₆ O ₃	231.679		
Aliran 14			
Air	796117.542		
Total	1179928.519	Total	1179928.519



6. Bleaching Tank (R-238)

Fungsi : Memurnikan warna dari ca-laktat

Suhu bahan masuk = 50.06°C



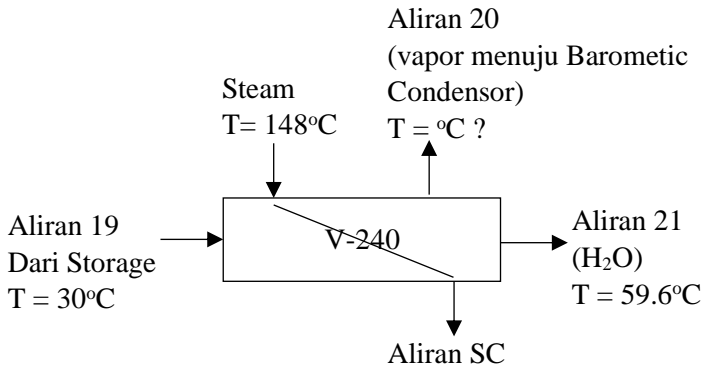
Masuk		Keluar	
Aliran 15		Aliran 17	
H ₂ O	4652128.205	H ₂ O	9972753.542
C ₃ H ₆ O ₃	1176.912	C ₃ H ₆ O ₃	2522.942
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	237968.800	(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	510133.017
Aliran 16		Karbon aktif	452208.131
Karbon aktif	42982.710		
Aliran Steam			
Qsteam	6023962.680		
Total	10958219.307	Total	10958219.307



7. Evaporator (V-240)

Fungsi : memekatkan ca-laktat

Suhu bahan masuk 54.9°C

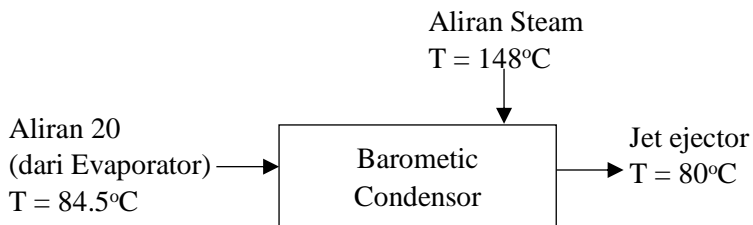


Masuk		Keluar	
Aliran 19		Aliran 21	
H ₂ O	7549018.693	H ₂ O	3291724.705
C ₃ H ₆ O ₃	2396.841	C ₃ H ₆ O ₃	2595.387
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	484626.365	(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	524771.050
Aliran Steam		Aliran 20	
Q _{steam}	66124765.79	H ₂ O (vapor)	59904994.45
		Q _{loss}	3306238.29
Total	49718144.159	Total	49718144.159

8. Barometric Kondensor

Fungsi : mengkondensasikan uap air dari evaporator

Suhu bahan masuk 84.5°C



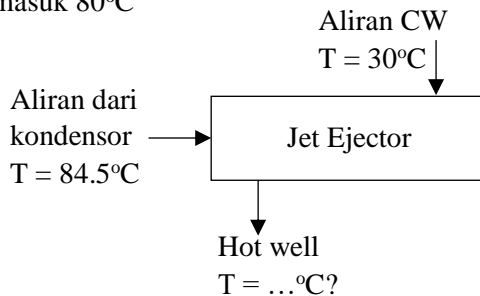


Masuk		Keluar	
H_{evap}	64953235.750	$H_{\text{jet ejector}}$	3266078.664
H_{CW}	52121.965	$H_{\text{kondensat}}$	58491269.202
		Q_{loss}	1718110.725
Total	65005357.715	Total	65005357.715

9. Jet Ejector

Fungsi : memvakumkan evaporator

Suhu bahan masuk 80°C

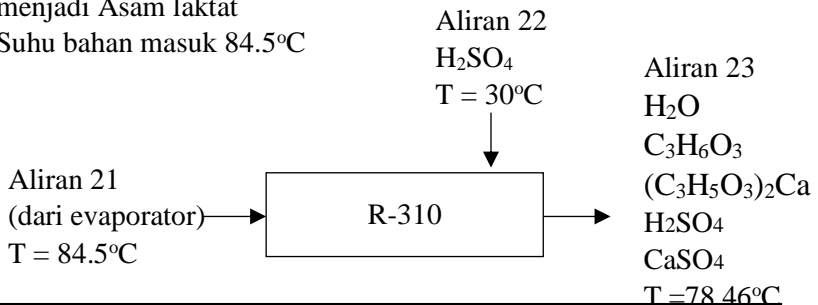


Masuk		Keluar	
H_{evap}	3266078.664	$H_{\text{kondensat}}$	509402512.932
H_{CW}	532947092.843	Q_{loss}	26810658.58
Total	536213171.507	Total	536213171.507

10. Acidifier (R-310)

Fungsi: sebagai tangki pengasaman, yaitu membentuk Ca-laktat menjadi Asam laktat

Suhu bahan masuk 84.5°C



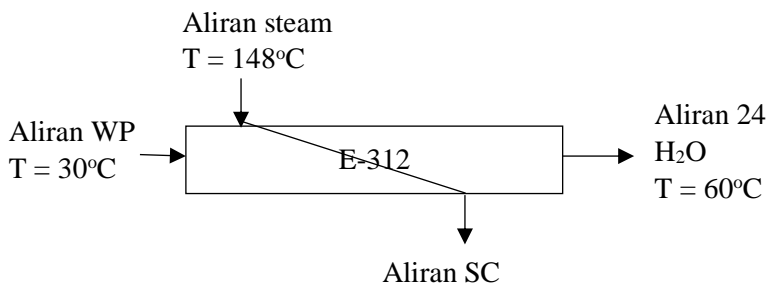


Masuk		Keluar	
Aliran 21		Aliran 23	
H ₂ O	3288629.524	H ₂ O	2954557.565
C ₃ H ₆ O ₃	2592.946	C ₃ H ₆ O ₃	332088.361
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	524277.613	(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	254350.478
Aliran 22		H ₂ SO ₄	94304.418
H ₂ SO ₄	16334.801	CaSO ₄	81815.699
		H _{RX}	114718.363
Total	3831834.884	Total	3831834.884

11. Heater (E-321)

Fungsi : untuk memanaskan rotary vacuum filter

Suhu bahan masuk 30°C



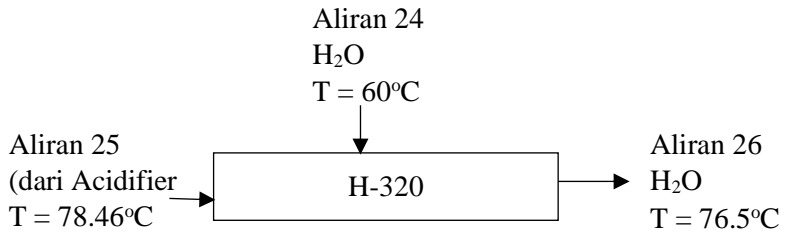
Masuk		Keluar	
Aliran WP		Aliran 24	
H ₂ O	29268.021	H ₂ O	207607.828
Aliran Steam			
Q _{steam}	178339.807		
Total	207607.828	Total	207607.828



12. Rotary Vacuum Filter (H-320)

Fungsi : untuk memisahkan cake dengan filtrate

Suhu bahan masuk 78.46°C

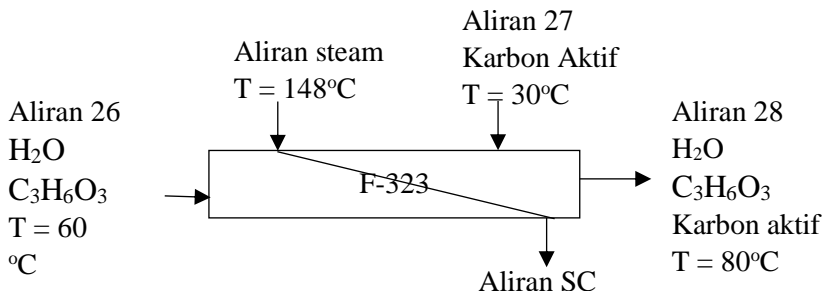


Masuk		Keluar	
Aliran 23		Aliran 26	
H ₂ O	2915913.330	H ₂ O	2817799.002
C ₃ H ₆ O ₃	332114.731	C ₃ H ₆ O ₃	316716.907
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	254370.675	Aliran 25 (Solid Waste)	
H ₂ SO ₄	94734.709	H ₂ SO ₄	91255.068
CaSO ₄	86513.027	CaSO ₄	83335.372
Aliran 24		(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	245027.547
H ₂ O	207607.828	H ₂ O	333921.276
		C ₃ H ₆ O ₃	3199.128
Total	3891254.300	Total	3891254.300

13. Bleaching Tank (F-323)

Fungsi : Memurnikan warna dari ca-laktat

Suhu bahan masuk = 50.06°C



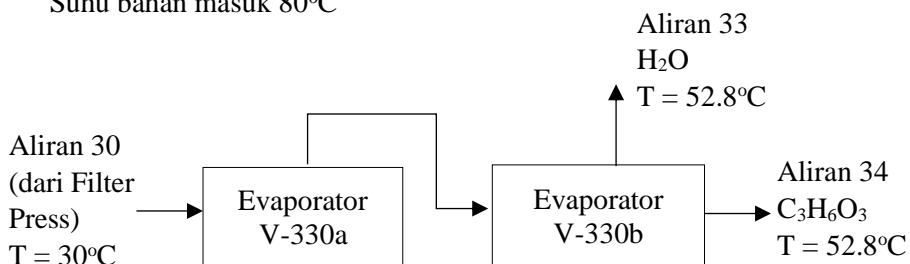


Masuk		Keluar	
Aliran 26		Aliran 28	
H ₂ O	1915143.106	H ₂ O	3009510.594
C ₃ H ₆ O ₃	215259.570	C ₃ H ₆ O ₃	338265.038
Aliran 27		Karbon aktif	452208.131
Karbon aktif	52851.231		
Aliran Steam			
Qsteam	1173088.467		
Total	3356342.382	Total	3356342.382

14. Evaporator (V-330a) dan (V-330b)

Fungsi : memekatkan asam laktat, agar mencapai kepekatan 50%

Suhu bahan masuk 80°C



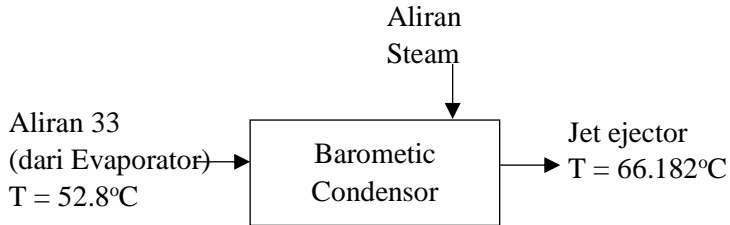
Masuk		Keluar	
Aliran 30		Aliran 34	
H ₂ O	258703.958	H ₂ O	325543.895
C ₃ H ₆ O ₃	29213.797	C ₃ H ₆ O ₃	162627.390
Aliran Steam		Aliran 33 (air yang diuapkan)	
Q _{steam}	15884183.300	H _{uap} air	12583511.69
		Q _{loss}	3100418.077
Total	16172101.055	Total	16172101.055



15. Barometric Condensor

Fungsi : mngkondensasikan uap air dari evaporator

Suhu bahan masuk 52.8°C

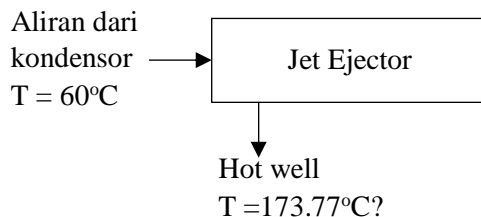


Masuk		Keluar	
Aliran 20		Aliran menuju Jet Ejector	
H_{33}	16172101.055	$H_{\text{jet ejector}}$	563386.830
Aliran Steam		Aliran menuju Steam Cond.	
H_{steam}	12177.454	$H_{\text{kondensat}}$	35144106.903
		Q_{loss}	557533.1631
Total	16184278.509	Total	16184278.509

16. Jet Ejector

Fungsi : memvakumkan evaporator

Suhu bahan masuk 80°C



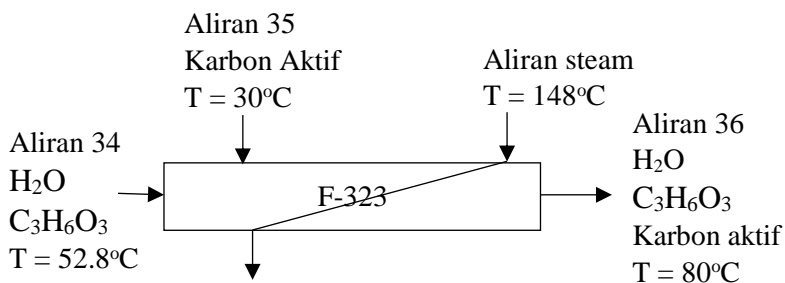
Masuk		Keluar	
H_{evap}	2877421.817	$H_{\text{kondensat}}$	458243561.208
H_{CW}	469538620.665	Q_{loss}	14172481.27
Total	472416042.482	Total	472416042.482



17. Bleaching Tank

Fungsi : untuk memurnikan warna asam laktat

Suhu bahan masuk 52.8°C

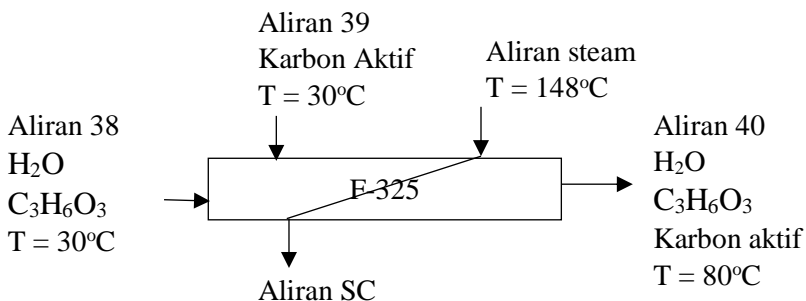


Masuk		Keluar	
Aliran SC		Aliran 36	
H ₂ O	325146.199	H ₂ O	3035459.733
C ₃ H ₆ O ₃	162428.718	C ₃ H ₆ O ₃	946920.358
Aliran 35		Karbon aktif	1844.815
Karbon aktif	4610.953		
Aliran Steam			
Qsteam	3508638.035		
Total	4000823.905	Total	4000823.905

18. Bleaching Tank

Fungsi : memurnikan warna dari asam laktat

Suhu bahan masuk 30°C





Masuk		Keluar	
Aliran 38		Aliran 40	
H ₂ O	54824.567	H ₂ O	3035459.733
C ₃ H ₆ O ₃	27753.111	C ₃ H ₆ O ₃	946920.358
Aliran 39		Karbon aktif	452208.131
Karbon aktif	4380.406		
Aliran Steam			
Qsteam	3912943.632		
Total	3999901.716	Total	3999901.716

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Penyimpanan

Fungsi : Untuk menampung dan menyimpan produk larutan asam laktat

Type : Silinder dengan tutup atas dan bawah standart

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Material : Stainless Steel SA-167 Grade 11 Type 516

Volume Tangki : 5677,324 ft²

Tinggi Tangki : 768 in

Tebal Tangki : ¼ in

Diameter Tangki : 204 in

Tinggi Dishead : 44,162 in

Tinggi Total : 856,324

Pengelasan : Double Welded Butt Joint

Pipa Outlet dan Inlet

Diamete Nominal : 6 in

Sch No : 40

Diameter Outside : 6,625 in

Diameter Inside : 6,065 in

2. Heater

Fungsi : Untuk menaikkan suhu air dari 30 menjadi 60 °C

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

: (1 shell passes 2 tube passes)

: Floating head

Tube

OD : ¾ in

BWG : 13

Wall Thickness : 0,095 in

ID : 0,81 in



Panjang	: 12 in
Jumlah tube	: 5
ΔP_t	: 0,48126 Psi
Shell	
ID	: 12 in
Type pitch	: 1-in aquare pitch
Jumlah Pitch	: 76
Type Baffle	: Cut Segmental baffle (baffle cut 25%)
Baffle spacing	: 2,4 in
ΔP_s	: 0,000054 Psi

3. Filter Press

Fungsi : Untuk memisahkan karbon aktif dari asam laktat

Type	: Plate and Frame Filter Press
Plate Size	: 800 mm x 800 mm
Panjang	: 196 in
Lebar	: 36 in
Tinggi	: 51 in
Volume	: 708 L
Tebal Cake	: 25 mm
Tekanan	: 60 bar

4. Pompa

Fungsi : Memompa larutan dari Filter Press menuju bleaching tank

Jenis	: Pompa Sentrifugal
Jumlah	: 11
Rate Transfer	: 260,3509 kg/jam
Viskositas Larutan	: 3,4054 cP
Material	: Stainless Steel -316
Power	: 10 Hp

Pipa

Diameter Nominal	: 12 in
Sch No	: 30



Outside Diameter	: 12,75 in
Inside Diameter	: 12,09 in
Luas Area	: 115 in ²

5. Rotary Vacuum Filter

Fungsi	: Memisahkan Gypsum dari larutan Asam Laktat
Type	: Rotary Drum Filter
Diameter	: 0,914 m
Panjang	: 1,829 m
Luas permukaan	: 5,252 m ²
Waktu Siklus	: 158,46 s
Kecepatan Putar	: 0,379 r/min
Submergence	: 30 %
Tebal Cake	: 0,01 m
Air Rate	: 1,757 m ³ /(min)(m ²)

6. Bleaching Tank

Fungsi	: Untuk menyerap warna asam laktat dengan karbon aktif
Bentuk	: Cylinder tank – standard dishead
Diameter	: 102 in
Tinggi Tangki	: 384 in
Tinggi dishead	: 21,844 in
Tebal tangki	: 5/16 in
Tebal head	: 8/16 in
Volume tangki	: 13,537 ft ²
Jumlah	: 4
Material	: Stainless Steel SA 167 grade 11 tipe 316
Pengelasan	: Double Wielded Butt Joint
Pipa Outlet dan Inlet	
Diameter Nominal	: 6 in
Sch No	: 40
Outside Diameter	: 6,625 in
Inside Diameter	: 6,065 in



Luas Area : 28,9 in²

7. Evaporator Single Effect

Fungsi : Untuk memekatkan Larutan Ca-Laktat menjadi 37%

Diameter Downcomer : 6,380 ft
 Diameter Evaporator : 16 ft
 Tinggi Shell : 32 ft
 Tebal Shell : 4/16 in
 Tebal tutup bawah : 1 6/16 in
 Diameter tube sheet : 7,514 ft

Tube Calandria

Ukuran : 1 ¼ in sch 40 IPS
 Outside Diameter : 1,66 in
 Inside Diameter : 1,38 in
 Jumlah Tube : 4255
 Material : Stainless Steel SA 167 grade 11 tipe 316

Condenser

Fungsi : Mengkondensasi uap dari evaporator
 Type : Barometric Condenser
 Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade B
 Luas Penampang : 48,03 ft²
 Diameter Condenser : 6,940 ft
 Vacuum Maksimum : 433,2 mmHg
 Diameter kolom : 6,940 in
 Batas Keamanan : 0,5 in
 Tinggi Kolom : 6,68 m

Steam Jet Ejector

Fungsi : Menarik gas yang tidak terkondensasi pada kondensor

Material : Carbon Steel SA 283 Grade B
 Type : Single Stage Jet Ejector
 Panjang : 2 in L



8. Double Effect Evaporator

Fungsi : Memekatkan Larutan Asam Laktat dari 19% menjadi 50%

Effect 1

Diameter Downcomer : 2,491 ft
Diameter Evaporator : 16 ft
Tinggi Shell : 32 ft
Tebal Shell : 6/16 in
Tebal tutup bawah : 1 6/16 in
Diameter tube sheet : 2,933 ft

Tube Calandria

Ukuran : 1 ¼ in sch 40 IPS
Outside Diameter : 1,66 in
Inside Diameter : 1,38 in
Panjang tube : 10 ft
Jumlah Tube : 648
Material : Stainless Steel SA 167 grade 11 tipe 316

Effect 2

Diameter Downcomer : 2,906 ft
Diameter Evaporator : 8 ft
Tinggi Shell : 16 ft
Tebal Shell : 6/16 in
Tebal tutup bawah : 1 6/16 in
Diameter tube sheet : 3,422 ft

Tube Calandria

Ukuran : 1 ¼ in sch 40 IPS
Outside Diameter : 1,66 in
Inside Diameter : 1,38 in
Panjang tube : 10 ft
Jumlah Tube : 882
Material : Stainless Steel SA 167 grade 11 tipe 316

Condenser

Fungsi : Mengkondensasi uap dari evaporator



Type	: Barometric Condenser
Bahan	: Carbon Steel SA 283 Grade B
Luas Penampang	: 8,11 ft ²
Diameter Condenser	: 4,831 ft
Vacuum Maksimum	: 433,2 mmHg
Diameter kolom:	8,436 in
Batas Keamanan	: 0,5 in
Tinggi Kolom	: 6,02 m

Steam Jet Ejector

Fungsi : Menarik gas yang tidak terkondensasi pada kondensor

Material	: Carbon Steel SA 283 Grade B
Type	: Single Stage Jet Ejector
Panjang	: 2 in L

9. Culture Tank

Fungsi	: Untuk mengembangbiakkan bakteri
Type	: Mixed Flow Reactor
Bentuk	: Silinder tertutup, standard dishead
Suhu	: 30°C
Waktu Tinggal	: 24 jam
Diameter Tangki	: 5 ft
Tinggi Tangki	: 24 ft
Tebal Tangki	: 1/2 in
Outside Diameter	: 84 in
Tebal Head	: 3/4 in
Material	: Carbon Steel SA-212 grade A

Pipa Outlet dan Inlet

Outside Diameter	: 0,8 in
Inside Diameter	: 0,6 in

Agitator

Type	: Six Blade Turbin jenis propeller
Diameter Propeller	: 32 in
Lebar Blade	: 6,4 in
Panjang Blade	: 8 in



Kec. Pengadukan	: 30 rpm
Jumlah Blade	: 6
Power	: 94 hp
Material	: Carbon Steel SA-212 grade A

Jacket

Outside Diameter	: 8,313 ft
Tebal	: 1/8 in
Material	: Carbon Steel SA-212 grade A

10. Acidifier

Fungsi : Untuk mereaksikan H_2SO_4 dengan Ca-laktat membentuk asam laktat

Type	: Mixed Flow Reactor
Bentuk dishead	: Silinder tertutup, standard
Suhu	: 30°C
Waktu Tinggal	: 24 jam
Diameter Tangki	: 11 ft
Tinggi Tangki	: 48 ft
Tebal Tangki	: 33,4 in
Outside Diameter	: 117,37 in
Tebal Head	: 2 in
Material	: Carbon Steel SA-212 grade A

Pipa Outlet dan Inlet

Diameter Nominal	: 1 in
Outside Diameter	: 1 in
Inside Diameter	: 1 in

Agitator

Type	: Six Blade Turbin jenis propeller
Diameter Propeller	: 32 in
Lebar Blade	: 6 in
Panjang Blade	: 8 in
Kec. Pengadukan	: 30 rpm
Jumlah Blade	: 6
Power	: 72 hp



Material	: Carbon Steel SA-212 grade A
Jacket	
Outside Diameter	: 8,3125 ft
Tebal	: 2/8 in
Material	: Carbon Steel SA-212 grade A

11. Fermentor

Fungsi : Untuk mefermentasikan glukosa mejadi Ca- laktat

Type	: Mixed Flow Reactor
Bentuk	: Silinder tertutup, standard
dishead	
Suhu	: 30°C
Waktu Tinggal	: 24 jam
Diameter Tangki	: 9 ft
Tinggi Tangki	: 40 ft
Tebal Tangki	: 27,3 in
Outside Diameter	: 108 in
Tebal Head	: 2 in
Material	: Carbon Steel SA-212 grade A

Pipa Outlet dan Inlet

Outside Diameter	: 1,7 in
Inside Diameter	: 0,1 in

Agitator

Type	: Six Blade Turbin jenis propeller
Diameter Propeller	: 32 in
Lebar Blade	: 6,4 in
Panjang Blade	: 8 in
Kec. Pengadukan	: 30 rpm
Jumlah Blade	: 6
Power	: 84 hp
Material	: Carbon Steel SA-212 grade A

Jacket

Outside Diameter	: 9,313 ft
Tebal	: 2/8 in
Material	: Carbon Steel SA-212 grade A



12. Reaktor Hidrolisis

Fungsi	: menghidrolisis sukrosa
Type	: Mixed Flow Reactor
Bentuk	: Silinder tertutup, standard dishead
Suhu	: 30°C
Waktu Tinggal	: 24 jam
Diameter Tangki	: 96 in
Tinggi Tangki	: 384 in
Tebal Tangki	: 5/16 in
Outside Diameter	: 102 in
Tebal Head	: 8/16 in
Material	: Carbon Steel SA-212 grade A

Pipa Outlet dan Inlet

Diameter Nomina	: 3 in
Outside Diameter	: 3,5 in
Inside Diameter	: 3,068 in

BAB VI UTILITAS

VI.1 Utilitas Secara Umum

Utilitas dalam suatu industri merupakan unit sarana penunjang dari suatu proses utama yang ada dalam proses produksi. Oleh karena itu unit utilitas memegang peranan yang penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas dalam pabrik Asam Laktat dari Molase meliputi:

- 1. Air**

Berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air sanitasi dan air umpan boiler.

- 2. Steam**

Digunakan pada proses di dalam reaktor, tangki sterilisasi, bleaching tank, maupun pemanasan di heater

- 3. Listrik**

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses serta untuk penerangan.

VI.2 Unit Penyedia Air

Sebagian besar bahan yang digunakan dalam utilitas adalah air. Untuk keperluan dalam industri, adanya kontaminan-kontaminan pada air merupakan faktor yang harus diperhatikan sebab dapat menimbulkan masalah yang serius, seperti terbentuknya endapan, korosi pada logam-logam, adanya endapan karena aktifitas mikrobiologi yang dapat mengganggu dalam proses industri. Oleh karena itu, untuk mendapatkan air yang bisa digunakan, maka perlu dilakukan pengolahan terlebih dahulu baik

VI.2.1 Air sanitasi

Air sanitasi didalam pabrik biasanya digunakan untuk keperluan minum, cuci, mandi, dan sebagainya. Untuk air sanitasi harus memenuhi syarat yang ditentukan sebagai berikut:

- Syarat fisik
 - a. Bening (tidak berwarna)



- b. Tidak berasa
- c. Suhu dibawah suhu udara diluarnya
- d. Kekeruhan = 1 mg SiO_3/lt
- Syarat kimia
 - a. pH = 6,5 – 8,5
 - b. Tidak mengandung zat terlarut berupa zat organik dan zat anorganik
 - c. Tidak mengandung zat-zat beracun
 - d. Tidak mengandung logam berat seperti Hg, Ag, Cu, dan Zn
- Syarat biologi
 - a. Tidak mengandung kuman dan penyakit, terutama mikroba patogen
 - b. Syarat *Escherichia coli* = 0 (nol) koloni per 100 ml

Untuk keperluan air sanitasi diperlukan air sebanyak 0,2 m³/hari untuk tiap karyawan (*Kemmer.N.Frank, hal 351*).

Jumlah karyawan	:	200	orang
Kebutuhan air untuk 200 karyawan	:	40	m ³ /hari
Cadangan air (10%)	:	4	m ³ /hari
Total	:	44	m³/hari

Untuk kebutuhan laboratorium, taman, *service water*, *hydrant* diperlukan air sebanyak 40% dari kebutuhan air sanitasi karyawan.

Kebutuhan lain-lain	:	16	m ³ /hari
Kebutuhan air sanitasi pabrik	:	60	m³/hari

VI.2.2 Air Proses

Yang dimaksud dengan air proses adalah air yang digunakan sebagai bahan baku dan bahan pembantu dalam proses pembuatan asam laktat. Air proses pada pabrik asam laktat digunakan untuk:

- Bahan Baku



- Pembuatan energi dalam memproduksi steam.
- Pencucian pada rotary vacum filter.

Kebutuhan air proses pada pabrik Asam laktat adalah sebagai berikut:

Tabel 6.1 Kebutuhan Air Proses pada Pabrik

No.	Nama Alat	Kebutuhan Air (kg/hari)
1	Hydrolysis Tank (R-110)	38913.725
2	Heater (E-221)	1178.936
3	Heater (E-312)	1404.865
Total		41497.526

Air proses yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned}\text{Air proses} &= \frac{\text{rate massa air}}{\rho} \\ &= \frac{41497.526}{996} = 41.66 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

VI.2.3 Air Pendingin

Air pendingin pada Pabrik Asam Laktat dari Molass dengan proses fermentasi digunakan untuk cooler pada reactor dan juga kondensor. Kebutuhan air pendingin pada pabrik ini adalah

Tabel 6.2 Kebutuhan Air Pendingin pada Pabrik

No.	Nama Alat	Kebutuhan Air (kg/hari)
1	Reaktor (R-120)	1206791
2	Reaktor (R-210)	2395487.7
3	Barometric Kondensor (V-240)	138991.907
4	Barometric Kondensor (V-320)	32473.210
Total		3773743.817

Air pendingin yang dibutuhkan:



$$\begin{aligned}\text{Air pendingin} &= \frac{\text{rate massa air}}{\rho} \\ &= \frac{3773743.817}{996} = 3788.89 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

VI.2.3 Air Umpan Boiler

Air umpan *boiler* adalah air umpan yang dilunakkan dari kandungan mineral yang terdapat dalam air tersebut. Walaupun air sudah kelihatan jernih tetapi pada umumnya masih mengandung garam dan asam yang dapat merusak *boiler*. Proses pelunakan pada air *boiler* disebut sebagai proses demineralisasi. Kebutuhan air *boiler* pada pabrik Asam Laktat adalah sebagai berikut:

Tabel 6.3 Kebutuhan Air Umpan Boiler pada Pabrik

No.	Nama Alat	Kebutuhan Air (kg/hari)
1	<i>Hydrolysis Tank</i> (R-110)	1442.086
2	<i>Heater</i> (E-221)	70.597
3	<i>Bleaching tank</i> (F-223)	2840.889
4	<i>Evaporator</i> (V-240)	31184.308
5	<i>Heater</i> (E-312)	84.105
6	<i>Bleaching tank</i> (F-315)	553.344
7	<i>Evaporator</i> (V-320)	6977.256
8	<i>Bleaching tank</i> (F-322)	1654.667
9	<i>Bleaching tank</i> (F-325)	1845.336
Total		46652.59

Air umpan boiler yang dibutuhkan = *steam* yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}\text{Air umpan} &= \frac{\text{rate massa air}}{\rho} \\ &= \frac{46652.59}{996} = 46.83 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$



Karena digunakan sistem sirkulasi untuk menghemat air, maka diasumsikan 80% dari kondensat kembali ke air umpan boiler:

Jadi:

Air kondensat yang diresirkulasi adalah 80% dari total kondensat

$$= 80\% \times 46.83 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 37.47 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\begin{aligned}\text{Jadi, make up water boiler} &= (46.83 - 37.47) \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 9.36 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

Air sungai yang dibutuhkan adalah:

1. Air sanitasi	=	60 m ³ /hari
2. Air proses	=	41.66 m ³ /hari
3. Air pendingin	=	3788.89 m ³ /hari
4. Air umpan boiler	=	46.83 m ³ /hari
5. Make up water boiler	=	9.36 m ³ /hari +
Total	=	3945.91 m ³ /hari

VI.3 Steam

Pada Pabrik Asam Laktat ini, *steam* mempunyai peranan yang sangat penting. *Steam* yang digunakan adalah *saturated steam*. Kebutuhan *steam* untuk pabrik asam laktat adalah sebagai berikut:

Tabel 6.4 Kebutuhan *Steam*

No.	Nama Alat	Kebutuhan Air (kg/hari)
1	<i>Hydrolysis Tank</i> (R-110)	1442.086
2	<i>Heater</i> (E-221)	70.597
3	<i>Bleaching tank</i> (F-223)	2840.889
4	<i>Evaporator</i> (V-240)	31184.308
5	<i>Heater</i> (E-312)	84.105
6	<i>Bleaching tank</i> (F-315)	553.344
7	<i>Evaporator</i> (V-320)	6977.256
8	<i>Bleaching tank</i> (F-322)	1654.667
9	<i>Bleaching tank</i> (F-325)	1845.336



Total

46652.59

VI.5 Bahan Bakar

Bahan Bakar berfungsi sebagai tenaga untuk unit boiler. Bahan bakar yang diperlukan pada pabrik asam laktat ini adalah bahan bakar solar.

VI.4 Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses maupun untuk penerangan. Kebutuhan listrik di pabrik Asam Laktat ini diperoleh dari dua sumber, yaitu:

- a. Perusahaan Listrik Negara (PLN)
- b. Pembangkit Listrik Tenaga Diesel (PLTD), digunakan untuk cadangan jika listrik dari PLN padam atau apabila daya dari PLN tidak mencukupi.

BAB VII

KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA

VII.1 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) Secara Umum

Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) adalah suatu program yang dibuat pemerintah yang harus dipatuhi dan dilaksanakan pengusaha maupun pekerja sebagai upaya mencegah timbulnya kecelakaan akibat kerja dan penyakit akibat kerja dengan cara mengenali hal yang berpotensi menimbulkan kecelakaan dan penyakit akibat kerja serta tindakan antisipatif apabila terjadi kecelakaan dan penyakit akibat kerja. Tujuannya adalah untuk menciptakan tempat kerja yang nyaman, dan sehat sehingga dapat menekan serendah mungkin resiko kecelakaan dan penyakit akibat kerja (*Ilfani & Nugrahaeni, 2013*).

VII.1.1 Usaha-usaha Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja berarti proses merencanakan dan mengendalikan situasi yang berpotensi menimbulkan kecelakaan kerja melalui persiapan prosedur operasi standar yang menjadi acuan dalam bekerja. Keselamatan kerja adalah membuat kondisi kerja yang aman dengan dilengkapi alat-alat pengaman, penerangan yang baik, menjaga lantai dan tangga bebas dari air, minyak, nyamuk dan memelihara fasilitas air yang baik. Keselamatan kerja menunjuk pada perlindungan kesejahteraan fisik dengan tujuan mencegah terjadinya kecelakaan atau cedera terkait dengan pekerjaan (*Kusuma & Darmastuti, 2010*)

Kecelakaan industri ini secara umum dapat diartikan sebagai suatu kejadian yang tidak diduga semula dan tidak dikehendaki yang mengacaukan proses yang telah diatur dari suatu aktivitas. Kecelakaan kerja merupakan kecelakaan seseorang atau kelompok dalam rangka melaksanakan kerja di lingkungan perusahaan yang terjadi secara tiba-tiba, tidak diduga sebelumnya, tidak diharapkan terjadi, menimbulkan kerugian ringan sampai yang paling berat dan bisa menghentikan kegiatan pabrik secara total. Penyebab kecelakaan kerja dapat dikategorikan menjadi dua,



yaitu:

1. Kecelakaan yang disebabkan oleh tindakan manusia yang tidak melakukan tindakan penyelamatan. Contohnya pakaian kerja, penggunaan peralatan pelindung diri, falsafah perusahaan, dan lain-lain.
2. Kecelakaan yang disebabkan oleh keadaan lingkungan kerja yang tidak aman. Contohnya penerangan, sirkulasi udara, temperatur, kebisingan, getaran, penggunaan indikator warna, tanda peringatan, sistem upah, jadwal kerja, dan lain-lain (Kusuma & Darmastuti, 2010).

VII.1.2 Sebab-sebab Terjadinya Kecelakaan Kerja

Menurut Suma'mur (1996), kecelakaan akibat kerja adalah kecelakaan yang berhubungan dengan hubungan kerja pada perusahaan. Hubungan kerja dapat berarti bahwa kecelakaan itu terjadi karena pekerjaan atau pada waktu melaksanakan pekerjaan. Kadang-kadang kecelakaan akibat kerja diperluas ruang lingkupnya, sehingga meliputi juga kecelakaan-kecelakaan tenaga kerja yang terjadi pada saat perjalanan atau *transport* ke dan dari tempat kerja. Pada pabrik ini, keselamatan dan kesehatan kerja adalah bagian yang mendapatkan perhatian khusus, oleh karena dilakukan usaha-usaha pencegahan yang bertujuan untuk melindungi tenaga kerja atas hak keselamatannya dalam melakukan pekerjaan, menjamin keselamatan setiap orang yang berada di tempat kerja dan memelihara serta menggunakan sumber produksi secara aman dan efisien.

Berikut ini merupakan teori tiga faktor utama tentang penyebab kecelakaan:

1. Faktor manusia
Faktor manusia ini meliputi:
 - Umur : Umur harus mendapat perhatian karena akan mempengaruhi kondisi fisik, mental, kemampuan kerja, dan tanggung jawab seseorang.
 - Jenis Kelamin : Secara anatomis, fisiologis dan



psikologis tubuh wanita dan pria memiliki perbedaan sehingga dibutuhkan penyesuaian-penyesuaian dalam beban dan kebijakan kerja, diantaranya yaitu hamil dan haid.

- Masa kerja.
- Penggunaan Alat Pelindung Diri (APD) : Penggunaan seperangkat alat yang digunakan tenaga kerja untuk melindungi sebagian atau seluruh tubuhnya dari adanya potensi bahaya atau kecelakaan kerja.
- Tingkat Pendidikan : Semakin tinggi tingkat pendidikan seseorang, maka mereka cenderung untuk menghindari potensi bahaya yang dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan.
- Perilaku pekerja.
- Pelatihan Keselamatan dan Kesehatan Kerja.
- Peraturan K3 : Sebaiknya peraturan dibuat dan dilaksanakan dengan sebaik-baiknya untuk mencegah dan mengurangi terjadinya kecelakaan.

2. Faktor Lingkungan

Faktor lingkungan ini meliputi:

- Kebisingan : Sesuai dengan Keputusan Menteri Tenaga Kerja Nomor: KEP-51/MEN/1999 tentang Nilai Ambang Batas Faktor Fisika di Tempat Kerja, Intensitas kebisingan yang dianjurkan adalah 85 dB untuk 8 jam kerja.
- Suhu Udara : Produktivitas kerja manusia akan mencapai tingkat yang paling tinggi pada temperatur sekitar 24°C-27°C.
- Penerangan.
- Lantai licin : Lantai dalam tempat kerja harus terbuat dari bahan yang keras, tahan air dan bahan kimia yang merusak.

3. Faktor Peralatan

Faktor peralatan ini meliputi:

- Kondisi mesin : Apabila keadaan mesin rusak dan



tidak segera diantisipasi dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan kerja.

- Ketersediaan alat pengaman mesin
- Letak mesin

Dalam studi ini Suma'mur (1989), menyatakan bahwa bahaya-bahaya yang mungkin dapat menimpa para pekerja adalah sebagai berikut:

1. Bahaya Fisik

- Kebisingan diatas 95 dB
- Suhu tinggi/rendah
- Penerangan
- Ventilasi
- Tata ruang yang tidak teratur

2. Bahaya Mekanik

- Benda-benda bergerak atau berputar
- Sistem pengamanan tidak bekerja atau tidak terpasang

3. Bahaya Kimia

Bahan-bahan kimia yang dapat membahayakan keselamatan dan kesehatan pekerja adalah bahan-bahan bersifat racun dan dapat merusak kulit bila tersentuh.

4. Bahaya Kebocoran

Kebocoran aliran steam pada proses produksi Asam Laktat ini merupakan bahaya laten yang harus diwaspadai. Maka dari itu pada perpipaan yang akan dilalui steam hendaknya dilakukan penanganan dan pengawasan khusus karena kebocoran pada sistem perpipaan ini akan menimbulkan bahaya yang berakibat fatal, mengingat steam yang digunakan dalam pabrik ini adalah steam pada semua sambungan pipa, tangki-tangki penampung reaktor dan *heat exchanger*. Maka sebaiknya untuk pipa diletakkan diatas permukaan tanah dan bila terpaksa dipasang di



bawah tanah, serta dilengkapi dengan *fire stop* dan *drainage* (pengeluaran) pada jarak tertentu untuk mencegah terjadinya kontaminasi.

5. **Bahaya Kebakaran dan Ledakan**

Dapat terjadi pada hamper semua alat yang dapat disebabkan karena adanya loncatan bunga api, aliran listrik, serta tekanan yang terlalu tinggi.

VII.1.3 Alat-alat Pelindung Diri

Menurut Undang-undang Keselamatan kerja No.1 tahun 1970 dalam buku *P.K.Suma'mur (1989)*, untuk mengurangi kecelakaan akibat kerja, maka perusahaan harus menyediakan alat pelindung diri yang sesuai dengan jenis perusahaannya masing-masing. Alat pelindung diri yang diperlukan pada pabrik Asam Laktat antara lain :

1. **Pelindung Kepala**

Alat pelindung kepala berfungsi untuk melindungi kepala dari jatuhnya alat-alat industri serta benturan-benturan benda keras. Alat yang biasa digunakan adalah : *Safety Helmet* : Melindungi kepala dari benturan. Digunakan pada semua unit, kecuali di laboratorium atau di dalam ruangan.

2. **Pelindung Mata**

Alat pelindung mata dapat melindungi mata dari percikan bahan-bahan korosif, gas atau steam yang dapat menyebabkan iritasi pada mata. Alat yang biasa digunakan adalah :

Goggles : kaca mata pengaman terhadap debu. Digunakan pada unit *pre-treatment* dan diruang terbuka.

3. **Pelindung Telinga**

Alat pelindung telinga bekerja sebagai penghalang antar sumber bunyi dan telinga bagian dalam. Selain berfungsi untuk melindungi telinga karena kebisingan yang dapat menyebabkan kehilangan pendengaran sementara maupun



permanen, alat pelindung telinga juga dapat melindungi telinga dari percikan api atau semburan gas tekanan tinggi.

- *Ear muff* : Melindungi telinga dari suara bising di atas 95 dB. Digunakan disekitar boiler, reaktor digester dan reaktor *bleaching*.
- *Ear plug* : Melindungi telinga dari suara bising kurang dari 95 dB. Digunakan di area pompa dan *dryer*.

4. Pelindung Tangan

Berfungsi untuk melindungi tangan dari bahan-bahan panas, iritasi, korosif, dan arus listrik. Alat yang biasa digunakan adalah:

- Sarung tangan karet : Melindungi tangan dari bahan kimia
- Sarung tangan asbes : Melindungi tangan dari panas. Digunakan disekitar digester, tangki penyimpanan bahan kimia, dan tangki *bleaching*.

5. Pelindung Kaki

Alat ini berfungsi untuk melindungi kaki dari jatuhnya benda-benda keras, terpercik aliran panas dan bahan kimia yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa/pipa. Alat pelindung kaki ini berupa sepatu yang terbuat dari bahan semi karet. Alat ini digunakan disemua area pabrik.

6. Pelindung Pernafasan

Terdapat dua jenis alat pelindung pernafasan :

- *Full face masker* : Pelindung muka dan pernafasan dari gas-gas kimia.
- *Half Masker* : Melindungi muka dari debu kurang dari 10 mikron dan gas tertentu. Digunakan disekitar area *pre-treatment*, *post treatment*, dan pengolahan limbah.

7. Pelindung Badan

Cattle pack berfungsi sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada system perpompaan yang mempunyai suhu lebih besar dari 100°C selain itu melindungi badan dari percikan bahan yang korosif dan aliran panas dari kebocoran pompa.



8. *Safety Belt*

Digunakan untuk pekerja yang bekerja di tempat tinggi dan melindungi diri dari bahaya jatuh. Selain itu pabrik Asam laktat ini dilengkapi dengan fasilitas pemadam kebakaran. Fasilitas pemadam kebakaran antara lain :

- a. Tangki penampung air 1-3, kapasitasnya 300 m³
- b. Satu *fire jockey pump* bertekanan 3 kg/cm²
- c. Dua *hydrant pump* bertekanan 7 kg/cm²
- d. Sebuah *foam tank* bertekanan 1,8 m³
- e. Empat *foam hydrant*
- f. Empat *water hydrant*

VII.2. Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) Secara Khusus

VII.2.1 Usaha-Usaha Keselamatan Kerja

Menurut *P.K.Suma'mur (1989)*, untuk menghindari bahaya-bahaya tersebut maka dilakukan usaha-usaha pencegahan dan pengamanan yang sesuai dengan kebutuhan masing-masing unit di pabrik Asam laktat yaitu :

1. Bangunan Fisik

Yang meliputi bangunan pabrik. Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Konstruksi bahan bangunan yang digunakan.
- Bangunan yang satu dengan yang lainnya dipisahkan dengan jalan yang cukup lebar dan tidak ada jalan buntu.
- Terdapat dua jalan keluar dari bangunan.
- Adanya peralatan penunjang untuk pengamanan dari bahaya alamiah seperti petir dan angin.

2. Peralatan yang Menggunakan Sistem Perpindahan Panas

Peralatan yang memakai sistem perpindahan panas harus diberi isolator, misalnya : *Boiler*, *Kondensor*, *Heater* dan sebagainya. Disamping itu di dalam perancangan faktor keselamatan (*safety factor*) harus diutamakan, antara lain dalam hal pengelasan (pemilihan sambungan las), faktor korosi, tekanan (*stress*). Hal ini memegang peranan penting dalam mencegah terjadinya kecelakaan kerja, efisiensi dan



produktivitas operasional, terutama untuk mencegah kehilangan panas pada alat-alat tersebut. Selain itu harus diupayakan agar suhu ruangan tidak terlalu tinggi dengan jalan memberi ruang (*space*) yang cukup untuk peralatan, mencegah kebocoran steam yang terlalu besar, serta pemasangan alat-alat kontrol yang sesuai.

3. Perpipaan

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Dipasang *safety valve* untuk mengatasi apabila terjadi kebocoran.
- Dilakukan tes hidrostatik sebelum pipa-pipa dipasang agar tidak terjadi *stress* yang berlebihan pada bagian-bagian tertentu.

4. Isolasi

Dimaksudkan untuk mencegah terjadinya kebakaran pada instalasi listrik dan sebagai *safety* pada alat-alat yang menimbulkan panas selama proses berlangsung, juga pada kabel-kabel instrumentasi dan kawat-kawat listrik di area yang memungkinkan terjadinya kebakaran dan ledakan.

5. Ventilasi

Fungsi dari ventilasi adalah untuk sirkulasi udara baik didalam ruangan maupun pada bangunan lainnya sehingga keadaan dalam ruangan tidak terlalu panas. Ruang kerja harus cukup luas, tidak membatasi atau membahayakan gerak pekerja, serta dilengkapi dengan sistem ventilasi yang baik sesuai dengan kondisi tempat kerjanya. Hal ini dapat menciptakan kenyamanan kerja serta dapat memperkecil bahaya keracunan akibat adanya gas-gas yang keluar akibat kebocoran, sehingga pekerja dapat bekerja leluasa, aman, nyaman, karena selalu mendapatkan udara yang bersih.

6. Sistem Alarm Pabrik

Sistem alarm pabrik digunakana untuk mendeteksi asap jika terjadi kebakaran atau tanda bahaya sehingga bila terjadi bahaya sewaktu-waktu pada karyawan dapat segera diketahui.



7. Alat-alat Bergerak

Alat-alat berputar atau bergerak seperti motor pada pompa ataupun kipas dalam *blower*, motor pada pengaduk harus selalu berada dalam keadaan tertutup, minimal diberi penutup pada bagian yang bergerak, serta harus diberi jarak yang cukup dengan peralatan yang lainnya, sehingga bila terjadi kerusakan bisa diperbaiki dengan mudah.

8. Sistem Kelistrikan

Penerangan di dalam ruangan harus cukup baik dan tidak menyilaukan agar para pekerja dapat bekerja dengan baik dan nyaman. Setiap peralatan yang dioperasikan secara elektrik harus dilengkapi dengan pemutusan arus otomatis serta dihubungkan dengan tanah (*ground*) dalam bentuk arde.

9. Karyawan

Pada karyawan diberi bimbingan dan pengarahan agar karyawan melaksanakan tugasnya dengan baik dan tidak membahayakan keselamatan jiwanya maupun orang lain, serta berlangsungnya proses produksi. Bimbingan berupa kursus-kursus *safety* dan juga pendisiplinan dalam pemakaian alat pelindung diri, serta memberikan suatu penghargaan terhadap karyawan teladan.

10. Instalasi Pemadam Kebakaran

Instalasi semacam ini mutlak untuk setiap pabrik karena bahaya kebakaran mungkin terjadi dimanapun, terutama di tempat – tempat yang mempunyai instalasi listrik. Kebakaran dapat disebabkan karena adanya api kecil, kemudian secara tidak terkontrol dapat menjadi kebakaran besar. Untuk meminimalkan kerugian material akibat bahaya kebakaran ini setiap pabrik harus memiliki dua macam instalasi pemadam kebakaran, yaitu :

- Instalasi tetap : *hydran, sprinkel, dry chemical power*
- Instalasi tidak tetap : *fire extinguisher*

Untuk instalasi pemadam tetap perangkatnya tidak dapat dibawa-bawa, diletakkan ditempat–tempat tertentu yang rawan bahaya kebakaran, misalnya: dekat reaktor, boiler,



diruang operasi, atau *power station*. Sedangkan instalasi pemadam kebakaran tidak tetap perangkatnya dapat dibawa dengan mudah ke tempat dimana saja.

Upaya pencegahan dan penanggulangan kebakaran di pabrik ini adalah :

- Peralatan seperti boiler atau peralatan lain yang mudah terbakar (meledak) diletakkan dibagian bawah serta dijauhkan dari peralatan lain
- Antara unit satu dengan unit yang lainnya diberi jarak yang cukup, tidak terlalu berdekatan untuk menghambat laju api dan memberi ruang yang cukup bagi usaha pemadaman bila sewaktu-waktu terjadi kebakaran.
- Bangunan–bangunan seperti: *workshop* (bengkel perbaikan), *laboratorium quality control*, serta kantor administrasi diletakkan terpisah dari *operating unit* dan *power station*
- Memberlakukan larangan merokok di lokasi pabrik
- Menempatkan instalasi pemadam kebakaran tetap berupa *hydran*, *dry chemical* dan *foam extinguisher* di tempat–tempat yang rawan bahaya kebakaran serta memiliki satu unit kendaraan pemadam kebakaran beserta anggota yang terlatih dan terampil
- Menyediakan tabung–tabung pemadam api disetiap ruangan

VII.3 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) Pada Alat

1. Alat-Alat Utama

❖ Reaktor

- Memberikan alat kontrol dan pengendali berupa *pressure controller* dan *level controller* agar proses dapat berjalan sesuai dengan yang diinginkan.
- Setiap satu tahun sekali dilakukan *shut down* untuk membersihkan kerak pada alat maupun pipa-pipa.



- Setiap orang tidak boleh terlalu dekat dengan digester diberikan radius minimal bagi operator serta diberi pagar pembatas dan isolator pada alat.
- ❖ **Mixer**
 - Melakukan *shut down* untuk membersihkan kerak pada alat maupun pipa-pipa.
 - Untuk para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung kepala dan alat pelindung kaki.
- ❖ **Rotary Vacuum Filter**
 - Selain itu setiap satu tahun sekali dilakukan *shut down* untuk membersihkan kerak pada alat maupun pipa-pipa.
 - Untuk para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung kepala dan alat pelindung kaki.
- ❖ **Evaporator**
 - Memasangkan isolasi disekitar evaporator.
 - Memberikan alat kontrol dan pengendali berupa *pressure controller* agar proses dapat berjalan sesuai dengan yang diinginkan.
 - Selain itu setiap satu tahun sekali dilakukan *shut down* untuk membersihkan kerak pada alat maupun pipa-pipa.
 - Untuk para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung kepala dan alat pelindung kaki.

2. Alat-Alat Pembantu

❖ Tangki Penampung

- Tangki penampung harus dilengkapi dengan sistem pengamanan berupa pemberian label dan spesifikasi bahan.
- Setiap satu tahun sekali dilakukan *shut down* untuk membersihkan kerak serta pengecekan secara berkala oleh petugas K-3.
- Untuk para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung tangan, dan alat pelindung kaki.



❖ Pompa

- Pompa harus dilengkapi dengan penutup pompa dan karakteristik pompa disesuaikan dengan bahan yang akan dialirkan.
- Dilakukan *shut down* untuk pengecekan secara berkala oleh petugas K-3.

❖ Perpipaan

- Dilakukan pengecatan secara bertahap pada tiap aliran fluida, misalnya fluida panas digunakan pipa bercat merah sedangkan aliran fluida dingin digunakan pipa bercat biru.
- Dilakukan *shut down* untuk pengecekan secara berkala oleh petugas K-3.
- Dilengkapi isolasi panas untuk pipa steam.
- Bila perpipaan terpaksa harus ditanam, maka fire shop drain harus dipasang pada jarak yang teratur, mudah dilihat dan mudah dijangkau
- Penempatan perpipaan harus aman atau tidak mengganggu jalannya proses serta kegiatan dari para pekerja dan karyawan.

❖ Heat Exchanger

- Pada area *Heat Exchanger* harus dilengkapi dengan isolator untuk menghindari radiasi panas tinggi.
- Untuk para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung badan, karena suhu disekitar *Heat Exchanger* sangat tinggi.
- Dilakukan *shut down* untuk pengecekan secara berkala oleh petugas K-3.
- Memberikan alat kontrol dan pengendali berupa *temperature controller* agar proses dapat berjalan sesuai dengan yang diinginkan.

❖ Boiler

- Para operator diwajibkan menggunakan alat pelindung kepala, alat pelindung tangan, alat pelindung kaki, dan alat pelindung badan.



- Dilakukan *shut down* untuk pengecekan secara berkala oleh petugas K-3.

3. Area Pabrik

- Menyediakan jalan diantara *plant* satu dengan yang lainnya untuk kelancaran transportasi bahan baku, produk, dan para pekerja serta memudahkan pengendalian pada saat keadaan darurat (misalnya : kebakaran).
- Menyediakan *hydrant* disetiap *plant* untuk menanggulangi dan pencegahan awal jika terjadi kebakaran/peledakan.
- Memasang alarm disetiap *plant* sebagai tanda peringatan adanya keadaan darurat.
- Menyediakan pintu dan tangga darurat yang dapat digunakan sewaktu-waktu pada saat terjadi keadaan darurat.

BAB VIII INSTRUMENTASI

VIII.1 Instrumentasi Secara Umum dalam Industri

Instrumentasi merupakan sistem dan susunan yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Di dalam suatu pabrik kimia, pemakaian instrumen merupakan suatu hal yang penting karena dengan adanya rangkaian instrumen tersebut maka operasi semua peralatan yang ada di dalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien. Dengan demikian, kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan (Ulrich, 1984).

Secara garis besar, alat-alat kontrol dapat diklasifikasikan atas:

a. Penunjuk (*indicator*)

Indicator adalah suatu alat yang (biasanya terletak pada tempat dimana pengukuran untuk proses tersebut dilakukan) memberikan harga dari besaran (variabel) yang diukur. Besaran ini merupakan besaran sesaat.

b. Pengirim (*Transmitter*)

Adalah satu elemen dari sistem pengendalian proses. Untuk mengukur besaran dari suatu proses digunakan alat ukur yang disebut sebagai sensor (bagian yang berhubungan langsung dengan medium yang diukur), dimana transmitter kemudian mengubah sinyal yang diterima dari sensor menjadi sinyal standart. Transmitter adalah alat yang mengukur harga dari suatu besaran seperti suhu, tinggi permukaan dan mengirim sinyal yang diperolehnya keperalatan lain misal recorder, indicator atau alarm.

c. Pencatat (*Recorder*)

Recorder (biasanya terletak jauh dari tempat dimana besaran proses diukur), bekerja untuk mencatat harga-harga yang diperoleh dari pengukuran secara kontinyu atau secara periodik.



- d. Pengatur (*Controller*)
Controller adalah suatu alat yang membandingkan harga besaran yang diukur dengan harga sebenarnya yang diinginkan bagi besaran itu dan memberikan sinyal untuk pengkoreksian kesalahan, jika terjadi perbedaan antara harga besaran yang diukur dengan harga besaran yang sebenarnya.
- e. Katup pengatur (*Control valves*)
 Sinyal koreksi yang dihasilkan oleh *controller* berfungsi untuk mengoperasikan *control valve* untuk memperbaiki atau meniadakan kesalahan tersebut. Biasanya *controller* ditempatkan jauh dari tempat pengukuran. *Controller* juga dapat berfungsi (dilengkapi) untuk dapat mencatat atau mengukur.

Alat-alat kontrol yang banyak digunakan dalam bidang industri adalah :

1. Pengatur suhu :
 - a. Temperatur Indikator (TI)
 Fungsi : untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis temperatur indikator antara lain : termometer , termokopel
 - b. Temperatur *Controller* (TC)
 Fungsi : mengendalikan atau mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
 - c. Temperature Indicator Controller (TIC)
 Fungsi : mencatat dan mengendalikan temperatur operasi
2. Pengaturan Tekanan (*Pressure*) :
 - a. Pressure Indikator (PI)
 Fungsi : untuk mengetahui tekanan operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis pressure indikator antara lain : *pressure gauge*
 - b. *Pressure Controller* (PC)
 Fungsi : mengendalikan atau mengatur tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.



- c. *Pressure Indicator Controller (PIC)*
Fungsi : mencatat dan mengatur tekanan dalam alat secara terus-menerus sesuai dengan yang diminta
- 3. Pengatur aliran (*flow*) :
 - a. *Flow Indicator Controller (FIC)*
berfungsi menunjukkan dan mengalirkan laju aliran dalam suatu peralatan secara kontinyu
 - b. *Flow Indicator (FI)*
berfungsi menunjukkan laju suatu aliran dalam suatu peralatan
 - c. *Flow Controller (FC)*
berfungsi mengendalikan laju aliran dalam peralatan
 - d. *Flow Recorder (FR)*
berfungsi mencatat debit aliran dalam alat secara terus menerus
 - e. *Flow Recorder Control (FRC)*
berfungsi untuk mencatat dan mengatur debit aliran cairan secara terus-menerus.
- 4. Pengaturan tinggi permukaan (*level*) :
 - a. *Level indicator (LI)*
Fungsi : menunjukkan tinggi permukaan fluida pada suatu vessel.
 - b. *Level Indicator Control (LIC)*
Fungsi : sebagai alat penunjuk untuk mengetahui ketinggian fluida dan untuk mengendalikan atau mengatur level fluida agar sesuai dengan kondisi yang diinginkan.

Alat-alat kontrol yang berada di pasaran sangat beragam, untuk itu diperlukan kriteria yang akan digunakan pada pabrik Asam Laktat ini, yaitu :

- a. Mudah dalam perawatan maupun perbaikan jika terjadi kerusakan.
- b. Suku cadang mudah diperoleh



- c. Mudah dalam pengoperasiannya
- d. Harga lebih murah dan kualitas yang cukup memadai

VIII.2 Sistem Instrumentasi dalam Pabrik Asam Laktat dari Molasses dengan Proses Fermentasi

Sistem instrumentasi yang dipasang dalam Pabrik Asam Laktat dari Molasses dengan Proses Fermentasi adalah sebagai berikut :

Tabel 8.1. Instrumentasi dalam Pabrik Asam Laktat

No.	Nama Alat	Kode Alat	Instrumentasi
1.	Hydrolysis Tank	R-110	<i>Temperature controller</i>
2.	Culture Tank	R-120	<i>Flow controller</i> <i>Level indicator</i> <i>Temperature controller</i>
3.	Fermentor	R-210	<i>Flow controller</i> <i>Level indicator</i> <i>Temperature controller</i>
4.	Tangki Penyimpanan	F-212 F-226	<i>Level indicator</i> <i>Flow controller</i>
5.	Heater	E-221 E-321	<i>Temperature controller</i>
6.	Bleaching Tank	F-223 F-323 F-332 F-335	<i>Temperatur controller</i>
7.	Acdifier	R-310	<i>Temperatur controller</i> <i>Level controller</i>
8.	Evaporator	V-230 V-330a V-330b	<i>Temperaure Controller</i> <i>Pressure Controller</i>

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

IX.1 Pengolahan Limbah pada Industri secara umum

Teknologi pengolahan air limbah adalah kunci dalam memelihara kelestarian lingkungan. Apapun macam teknologi pengolahan air limbah domestik maupun industri yang dibangun harus dapat dioperasikan dan dipelihara oleh masyarakat setempat. Jadi teknologi pengolahan yang dipilih harus sesuai dengan kemampuan teknologi masyarakat yang bersangkutan.

Berbagai teknik pengolahan air buangan untuk menyisihkan bahan polutannya telah dicoba dan dikembangkan selama ini. Teknik-teknik pengolahan air buangan yang telah dikembangkan tersebut secara umum terbagi menjadi 3 metode pengolahan:

1. Pengolahan secara Fisika
2. Pengolahan secara kimia
3. Pengolahan secara biologi

Untuk suatu jenis air buangan tertentu, ketiga metode pengolahan tersebut dapat diaplikasikan secara sendiri-sendiri atau secara kombinasi.

- **Pengolahan Secara Fisika**

Pada umumnya, sebelum dilakukan pengolahan lanjutan terhadap air buangan, diinginkan agar bahan-bahan tersuspensi berukuran besar dan yang mudah mengendap atau bahan-bahan yang terapung disisihkan terlebih dahulu. Penyaringan (*screening*) merupakan cara yang efisien dan murah untuk menyisihkan bahan tersuspensi yang berukuran besar. Bahan tersuspensi yang mudah mengendap dapat disisihkan secara mudah dengan proses pengendapan. Parameter desain yang utama untuk proses pengendapan ini adalah kecepatan mengendap partikel dan waktu detensi hidrolis di dalam bak pengendap. Teknologi membran (*reverse osmosis*) biasanya diaplikasikan untuk unit-unit pengolahan kecil, terutama



jika pengolahan ditujukan untuk menggunakan kembali air yang diolah. Biaya instalasi dan operasinya sangat mahal.

- **Pengolahan Secara Kimia**
Pengolahan air buangan secara kimia biasanya dilakukan untuk menghilangkan partikel-partikel yang tidak mudah mengendap (koloid), logam-logam berat, senyawa fosfor, dan zat organik beracun; dengan membubuhkan bahan kimia tertentu yang diperlukan. Penyisihan bahan-bahan tersebut pada prinsipnya berlangsung melalui perubahan sifat bahan-bahan tersebut, yaitu dari tak dapat diendapkan menjadi mudah diendapkan (flokulasi-koagulasi), baik dengan atau tanpa reaksi oksidasi-reduksi, dan juga berlangsung sebagai hasil reaksi oksidasi.
- **Pengolahan secara biologi**
Semua air buangan yang biodegradable dapat diolah secara biologi. Sebagai pengolahan sekunder, pengolahan secara biologi dipandang sebagai pengolahan yang paling murah dan efisien. Dalam beberapa dasawarsa telah berkembang berbagai metode pengolahan biologi dengan segala modifikasinya. Ditinjau dari segi lingkungan dimana berlangsung proses penguraian secara biologi, proses ini dapat dibedakan menjadi dua jenis:
 1. Proses aerob, yang berlangsung dengan hadirnya oksigen.
 2. Proses anaerob, yang berlangsung tanpa adanya oksigen.

IX.2 Pengolahan Limbah pada Pabrik Asam Laktat

Limbah yang dihasilkan dari pabrik asam laktat banyak mengandung zat organik dan memiliki beban polusi yang cukup tinggi apabila langsung dibuang ke dalam perairan. Oleh karena itu diperlukan pengolahan untuk mencapai ketentuan yang berlaku sebelum dibuang ke dalam perairan, guna untuk mencegah pencemaran lingkungan. Selain itu limbah yang dihasilkan juga



dapat di manfaatkan sebagai *by product* yang masih mempunyai nilai ekonomi. Limbah yang dihasilkan oleh pabrik asam laktat dapat digolongkan dalam tiga bentuk, yaitu:

1. Limbah gas
2. Limbah padat
3. Limbah cair

IX.2.1 SUMBER DAN KARAKTERISTIK LIMBAH

- Rotary Vacuum Filter (H-220)

Komponen	Massa (Kg)
Air	1618,507
Asam laktat	0,220
Ca laktat	81,874
Cake	5894,682

- Filter Press (H-224)

Komponen	Massa (Kg)
karbon aktif	9667,890
H ₂ O	2175,873
Asam Laktat	1,087
Ca laktat	405,275

- Rotary Vacuum Filter (H-320)

Komponen	Massa (Kg)
H ₂ SO ₄	1869,245
CaSO ₄	2209,750
Ca laktat	4158,117
H ₂ O	1535,770
Asam Laktat	29,453

- Filter Press (F-324)

Komponen	Massa (Kg)
----------	------------



H ₂ O	647,981
Asam Laktat	145,794
karbon aktif	2971,892

- Filter Press (H-333)

Komponen	Massa (Kg)
H ₂ O	138,504
Asam Laktat	138,504
karbon aktif	1037,119

- Filter Press (H-336)

Komponen	Massa (Kg)
H ₂ O	131,579
Asam Laktat	131,579
karbon aktif	985,263

IX.2.2 PENGELOLAAN LIMBAH

Pengolahan limbah yang dilakukan pada pabrik asam laktat antara lain :

- **Limbah Gas**

Proses pembuatan asam laktat dengan cara fermentasi menggunakan bakteri *Lactobacillus delbrueckii* sangat baik untuk lingkungan karena tidak menghasilkan gas. *Lactobacillus delbrueckii* merupakan bakteri homofermentatif yang hanya menghasilkan asam laktat. Limbah gas yang berasal dari proses pembakaran pada boiler. Penanganan gas berupa asap hasil pembakaran dari boiler dilakukan dengan cara meninggikan cerobong asap yang dikeluarkan dari bahan bakar yang digunakan dalam pembakaran pada stasiun boiler.

- **Limbah Padat**

- Limbah padat yang terbentuk dari masing-masing unit penampung dalam bak penampung yang telah disediakan. Limbah padat dari fermentasi berupa biomass dapat



digunakan sebagai pupuk karena mengandung N, P dan C. Limbah padat berupa karbon aktif dari filter press dapat diaktifkan kembali. Karbon aktif dididihkan pada pelarut asam hydrochloric (1-4%). Setelah itu, asam dihilangkan dengan air pencuci kemudian karbon aktif dididihkan pada 1% dari larutan sodium hidroksida atau sodium karbonat untuk menghilangkan imputies, bau, zat warna dan bahan organik yang terserap dalam karbon aktif. Selanjutnya karbon aktif dikeringkan sebelum digunakan kembali dalam proses pemucatan. Limbah padat berupa CaSO_4 dari filter press dapat dijual sebagai bahan baku pada pabrik semen portland, sebagai insektisida.

- **Limbah Cair**

Limbah cair yang bersifat polutan seperti kondensat dapat digunakan kembali dengan mengalirkannya menuju cooling tower. Sedangkan untuk limbah cair yang berasal dari proses penyaringan dapat digunakan kembali, dengan mengendapkan padatanpadatan yang terikut dalam air, kemudian mengalirkannya menuju bak koagulasi secara overflow untuk menghilangkan padatan-padatan yang terlarut dalam air. Didalam bak koagulasi, ditambahkan tawas disertai dengan pengadukan cepat agar terbentuk flok-flok dari padatan yang tersuspensi dalam air. Dari bak koagulasi, air dialirkan menuju bak sedimentasi untuk diendapkan. Air bersih kemudian dialirkan menuju tangki air proses untuk digunakan kembali dengan air pencuci.

BAB X

KESIMPULAN

Dari uraian proses pabrik Asam Laktat dari Molasses dengan proses Fermentasi ini dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Kapasitas pabrik Asam Laktat dari molasses dengan proses Fermentasi adalah sebesar 5 ton/hari atau 1500 ton/tahun
2. Bahan baku yang digunakan adalah toluena sebesar 27555,729 kg molasses/hari
3. Tahap pembuatan Asam Laktat ini melalui beberapa tahapan proses yaitu:
 - a. Tahap *pre-treatment* dan Fermentasi untuk mengencerkan glukosa dalam molasses menjadi 15% dan mengubah glukosa menjadi Ca-Laktat.
 - b. Tahap Pengasaman dan Pemurnian untuk mereaksikan Ca-Laktat dengan Asam sulfat sehingga membentuk Asam Laktat dan memekatkan konsentrasi asam laktat hingga 50%
4. Hasil utama berupa Asam Laktat, sedangkan produk samping berupa Gypsum.
5. Limbah yang dihasilkan yaitu berupa limbah cair yang berasal limbah domestik kantor, dan limbah gas yang berasal dari gas sisa pembakaran pembangkit steam pada boiler.
6. Kebutuhan air

Jumlah kebutuhan air total pabrik Asam Laktat dari Molasses dengan proses Fermentasi adalah:

- Air sanitasi	=	60	m ³ /jam
- Air Proses	=	32,12	m ³ /jam
- Air boiler	=	35,77	m ³ /jam
- Air pendingin	=	686,996	m ³ /jam
Total	=	822,036	m ³ /jam

DAFTAR NOTASI

NO	NOTASI	KETERANGAN	SATUAN
1	M	Massa	Kg
2	N	Mol	Mol
3	BM	Berat molekul	Kg/kgmol
4	T	Suhu	°C/°F/°K
5	Cp	Heat Capacity	kJ/mol.K
6	ΔH_f	Entalphi Pembentukan standart	kJ
7	H	Entalphi	kJ
8	Hv	Entalphi Vapor	kJ/kg
9	hL	Entalphi Liquid	kJ/kg
10	Ms	Massa Steam	Kg
11	Q	Panas	kJ
12	ρ	Densitas	Gr/cm ³
13	Da	Diameter Pengaduk	Ft
14	H	Tinggi	In
15	P	Tekanan Design	Psi
16	R	Jari-Jari	In
17	Ts	Tebal Shell	In
18	E	Faktor Korosi	In
19	C	Faktor Pengelasan	-
20	Th	Tebal Tutup Atas	In
21	μ	Viskositas	Cp
22	Dt	Diameter Tangki	Ft
23	λ	Panas Laten	kJ/kg
24	k	Thermal Conductivity	Btu/jam ft°F

Daftar Pustaka

- Benninga, H. (1990). *A History of Lactic Acid Making*. London: Kluwer Academic Publishers.
- Bohnet, M. (2011). *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. New York: Wiley-VCH.
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Process Equipment Design*. United States: John Wiley & Sons, Inc.
- Chandrasekaran, M. (2013). *Valorization of Food Processing By-Product*. New York: CRC Press.
- Chopey, N. P. (2012). *Handbook of Chemical Engineering Calculation*. New York: McGraw-Hill.
- Dumbrepatil, A. (2007). Utilization of molasses sugar for lactic acid production by *Lactobacillus delbrueckii* subspecies *delbrueckii* mutant Uc-3 in batch fermentation. *Appl. Environ. Microbio*, 1-13.
- Engineers, N. B. (2011). *Handbook Of Fermented Food and Chemicals*. Delhi: Asia Pacific Business Press .Inc.
- Evangelista, R. L. (1994). *Recovery and purification of lactic acid from fermentation broth by adsorption*. Iowa: U M I.
- Genkopolis, C. J. (1993). *Transport Process and Unit Operation*. United States: Prentice-Hall International, Inc.
- Ghaffar, T. (2014, April 13). Recent trends in lactic acid biotechnology: A brief review on production to purification. *Journal of Radiation Research and Applied*, hal. 222-229.
- Hidayat, N. (2006). *Mikrobiologi Industri*. Yogyakarta: Penerbit Andi.
- Hugot, E. (1986). *Handbook of Cane Sugar Engineering*. Amsterdam: Elsevier.
- Kern, D. Q. (1965). *Process Heat Transfer*. Japan: McGraw-Hill.

- Li, Q.-Z. (2016). Recovery Processes of Organic Acids from Fermentation Broths in the Biomass-Based Industry. *J. Microbiol. Biotechnol*, 1-8.
- Ludwig, E. E. (1999). *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*. Washington: Butterworth-Heimann.
- McCabe, W. L. (1993). *Unit Operation of Chemical Engineering*. New York: McGraw-hill.
- Min, D.-J. (2011). Effect of operating parameters on precipitation for recovery of lactic acid from calcium lactate fermentation broth. *Korean J. Chem. Eng*, 1969-1974.
- Narayan, N., Roychoudhury, P. K., & Srivastava, A. (2004, June 10). L (+) Lactic Acid Fermentation and Its Product Polymerization. *Electronic Journal of Biotechnology*, hal. 167-179.
- Prajitno, D. H. (2012). *Desain Bejana*. Surabaya: ITS Press.
- Prescott, S. C. (1959). *Industrial Microbiology*. New York: McGraw-Hill.
- Retnaningtyas, A. Y. (2017). Studi Awal Proses Fermentasi Pada Desain Pabrik Bioethanol dari Molasses. *Jurnal Teknik ITS Vol 6 No. 1*.
- Riadi, L. (2007). *Teknologi Fermentasi*. Yogyakarta: Graha Ilmu.
- Satdler, S. P. (1891). *Handbook of Industrial Organic Chemistry*. Philadelphia: J.B. Lippicott Company.
- Tokiwa, Y. (2007, May 31). Production of D-lactic acid from sugarcane molasses, sugarcane. *Biotechnol Lett*, hal. 1329-1332.
- Vijayakumar, J. (2007). Recent Trends in the Production, Purification and Application of Lactic Acid. *Journal of Chemical and Biochemical Engineering*, 245-264.
- Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment*. Washington: Butterworth-Heinemann.

Wee, Y. J. (2006, March 12). Biotechnology Production of Lactic Acid and Its Recent Applications. *Food Technol Biotechnol*, hal. 163-172.

APENDIKS A NERACA MASSA

Kapasitas Produksi	=	1500	ton/tahun
	=	5	ton/hari
	=	5000	kg/hari
Satuan massa	=	Kg/hari	
Operasi	=	300	hari
Basis Waktu	=	1 hari	
Satuan	=	Kg	
Basis bahan baku	=	15945.96	kg/hari

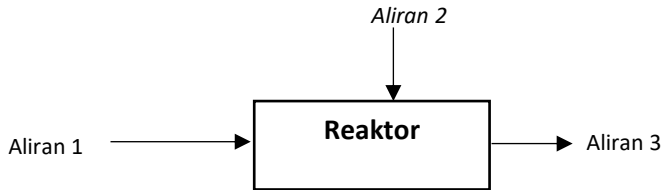
Tabel A.1 komponen yang terkandung dalam molasses :

Komponen	Fraksi	Massa (Kg)
Air	0.2200	3508.110
Sukrosa	0.3000	4783.787
Glukosa	0.1200	1913.515
Fruktosa	0.1300	2072.974
Abu	0.0600	956.757
Impurities	0.1700	2710.812
Total	1.0000	15945.955

Tabel A.2 Rumus Molekul dan BM

Komponen	Rumus Molekul	BM
Disakarida	$C_{12}H_{22}O_{11}$	342
Monosakarida	$C_6H_{12}O_6$	180
Air	H_2O	18
Asam Laktat	$C_3H_6O_3$	90
Kalsium Hidroksida	$Ca(OH)_2$	74
Kalsium Laktat	$(C_3H_5O_3)_2Ca$	218
Asam Sulfat	H_2SO_4	98
Kalsium Sulfat	$CaSO_4$	136
Diamonium Fosfat	$(NH_4)_2HPO_4$	132

1. Reaktor Hidrolisis (R-110)



Massa Masuk = Massa Keluar

$$M1 + M2 = M3$$

Keterangan :

M1 = Massa molasses Masuk

M2 = Massa Air Masuk

M3 = Massa Molasses Keluar Setelah Hidrolisa

$$\begin{array}{l} \text{Mol C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \\ \text{(mula-mula)} \end{array} = \frac{\text{Massa C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}}{\text{BM C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}} = \frac{4783.787}{342} = 13.988 \text{ mol}$$

$$1 \text{ Mol H}_2\text{O} = 1 \text{ Mol H}_2\text{O}$$

$$\text{Mol H}_2\text{O} = 13.98768 \text{ mol}$$

(mula-mula)

$$\text{Mol C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} = \text{konversi reaksi} \times \text{mol mula-mula C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$$

$$\text{(bereaksi)} = 0.85 \times 13.98768$$

$$= 11.890 \text{ mol}$$

$$\text{Mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 = \text{konversi reaksi} \times \text{mol mula-mula C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$$

$$\text{(fruktosa)} = 0.85 \times 13.988$$

$$= 11.8895 \text{ mol}$$

$$\text{Mol Sisa C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} = \text{mol mula-mula} - \text{mol bereaksi}$$

$$= 13.98768 - 11.89$$

$$= 2.10 \text{ mol}$$

$$\text{Mol bereaksi H}_2\text{O} = \text{konversi reaksi} \times \text{mol mula-mula H}_2\text{O}$$

$$= 0.85 \times 13.9877$$

$$= 11.88953 \text{ mol}$$

$$\text{Mol sisa H}_2\text{O} = \text{mol mula-mula H}_2\text{O} - \text{mol bereaksi H}_2\text{O}$$

$$= 13.9877 - 11.8895$$

$$= 2.10 \text{ mol'}$$

Reaksi I :

$$\text{konversi} = 85\%$$

	$C_{12}H_{22}O_{11(S)}$	+	H_2O	\longrightarrow	$C_6H_{12}O_{6(G)}$	+	$C_6H_{12}O_{6(F)}$
M	13.9877 mol		13.9877 mol				
R	11.8895 mol		11.8895 mol		11.8895 mol		11.8895 mol
S	2.0982 mol		2.0982 mol		11.8895 mol		11.8895 mol

$$\begin{aligned} \text{Massa } C_{12}H_{22}O_{11} \text{ mula-mula} &= \text{Mol mula-mula } C_{12}H_{22}O_{11} \times \text{BM} \\ &= 13.9877 \times 342 \\ &= 4783.79 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa mula-mula } H_2O &= \text{mol mula-mula } H_2O \times \text{BM } H_2O \\ &= 13.9877 \times 18 \\ &= 251.78 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa bereaksi } C_{12}O_{22}H_{11} &= \text{mol bereaksi } C_{12}O_{22}H_{11} \times \text{BM} \\ &= 11.8895 \times 342 \\ &= 4066.219 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa bereaksi } H_2O &= \text{Mol } H_2O \text{ bereaksi} \times \text{BM } H_2O \\ &= 11.8895 \times 18 \\ &= 214.012 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } C_6H_{12}O_6 \text{ terbentuk} &= \text{mol } C_6H_{12}O_6 \text{ terbentuk} \times \text{BM } C_6H_{12}O_6 \\ &= 11.8895 \times 180 \\ &= 2140.115 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } C_{12}H_{22}O_{11} \text{ sisa} &= \text{mol } C_{12}H_{22}O_{11} \text{ mula} \times \text{BM } C_{12}H_{22}O_{11} \\ &= 2.0982 \times 342 \\ &= 717.568 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } H_2O \text{ sisa} &= \text{Mol } H_2O \text{ sisa} \times \text{BM } H_2O \\ &= 2.0982 \times 18 \\ &= 37.7667 \text{ kg} \end{aligned}$$

Massa reaksi

	$C_{12}H_{22}O_{11} \text{ (Kg)}$	$H_2O \text{ (Kg)}$	$C_6H_{12}O_6 \text{ (Kg)}$	$C_6H_{12}O_6 \text{ (Kg)}$
mula-mula	4783.79	251.778	--	--
bereaksi/terbentuk	4066.22	214.012	2140.115	2140.115
sisa	717.57	37.767	2140.115	2140.115

$$\text{Total Monosakarida} = \text{monosakarida awal} + \text{monosakarida hasil re} = 8266.7 \text{ kg}$$

$$\text{Total } H_2O = H_2O \text{ awal} + H_2O \text{ sisa reaksi} = 3545.88 \text{ kg}$$

Tabel A.3 Nermas Reaktor Hidrolisis

Masuk		Keluar	
Aliran 1	Massa	Fraksi	Massa

Air	3508.110	Air	0.219	3545.877
Sukrosa	4783.787	Sukrosa	0.044	717.568
Glukosa	1913.515	Glukosa	0.250	4053.630
Fruktosa	2072.974	Fruktosa	0.260	4213.089
Abu	956.757	Abu	0.059	956.757
Impurities	2710.812	Impurities	0.167	2710.812
Aliran 2				
H2O	251.778			
Total	16197.733	Total	1.000	16197.733

% monosakarida dalam molasses setelah hidrolisis

$$= \frac{8266.719}{16197.733} \times 100\% = 51.036$$

Pengenceran :

glukosa dalam larutan diencerkan menjadi 15%

$$\frac{\text{massa glukosa dan fruktosa (M3)}}{\text{M3 + massa H2O yang dibutuhkan (M4)}} = 0.15$$

$$\frac{8266.7}{16197.733 + \text{Massa H2O yang dibutuhkan}} = 0.15$$

$$8266.7 = 2429.66 + 0.15 \text{ Massa H2O}$$

$$8266.7 - 2429.66 = 0.15 \text{ H2O yang dibutuhkan}$$

$$\frac{5837.06}{0.15} = \text{Massa H2O yang dibutuhkan}$$

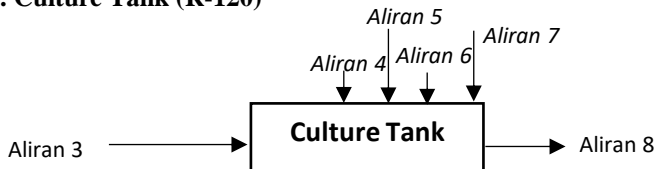
$$\text{Massa H2O yang dibutuhkan} = 38913.7253 \text{ kg}$$

Tabel A.4 Neraca Massa Pengenceran

Sebelum		Setelah		
	Massa	Aliran 3	Fraksi	Massa

Air	3545.877	Air	0.770	42459.602
Sukrosa	717.568	Sukrosa	0.013	717.568
Glukosa	4053.630	monosakarida	0.150	8266.719
Fruktosa	4213.089	Abu	0.017	956.757
Abu	956.757	impurities	0.049	2710.812
impurities	2710.812			
Aliran 2				
H2O	38913.725			
Total	55111.459	Total	1.000	55111.459

2. Culture Tank (R-120)



Massa Masuk = Massa Keluar

$$M3 + M4 + M5 + M6 + M7 = M8$$

Keterangan :

M = 10% Molasses Masuk dari tangki pengenceran

M4 = Massa malt sprout masuk

M5 = Massa $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$

M6 = Massa Biomass

M7 = Massa $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Feed masuk culture tank 10% dari bahan baku = 5511.146 kg

Tabel A.5 Molasses Masuk Culture Tank

komponen	Fraksi	Massa (Kg)
Air	0.770	4245.960
Sukrosa	0.013	71.757
Monosakarida	0.150	826.672
Abu	0.017	95.676
Impurities	0.049	271.081
Total	1.000	5511.146

ρ air pada suhu 45°C = 990.235 kg/m³ (Perry, 2009)

$$\text{Volume Larutan} = \frac{\text{massa larutan}}{\text{densitas larutan (molasses)}}$$

$$\rho \text{ larutan (molasses)} = 1,5 \times \rho \text{ air} = 1,5 \times 990.235 = 1485.353 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume Larutan} = \frac{5511.1459}{1485.353} = 3.7103 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Larutan} = \frac{1485.3525}{3.7103} = 0.4003 \text{ m}^3$$

Nutrien yang ditambahkan :

$$\begin{aligned} (\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4 &= 0.0025 \times \text{Massa Glukosa} \\ (\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4 &= 0.0025 \times 826.6719 = 2.0667 \text{ kg} \\ \text{Malt Sprout} &= 0.00375 \times \text{Massa Glukosa} \\ \text{Malt Sprout} &= 0.00375 \times 826.6719 = 3.1000 \text{ kg} \end{aligned}$$

Biomassa

$$\begin{aligned} \text{Volume Biomassa} &= 0.05 \times \text{Voume Larutan} \\ &= 0.05 \times 3.7103 = 0.1855 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

(Chandrasekaran, 2013)

$$\begin{aligned} \rho \text{ biomass} &= 0.76 \text{ gr/liter} \\ &= 0.76 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

(Dumbrepatil, 2007)

$$\begin{aligned} \text{Massa Biomassa} &= 0.76 \times 0.1855 = 0.1410 \text{ kg} \\ \text{Volume Total} &= \text{Volume larutan} + \text{Volume Biomassa} \\ &= 3.7103 + 0.1855 = 3.8958 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Pertumbuhan bakteri

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{\mu_m \times S}{K_s + S} \quad (\text{Nirr Board, 2007}) \\ S &= \frac{\text{massa larutan (gula)}}{\text{Volume larutan}} = 222.8029 \text{ kg/m}^3 \\ \mu_m &= 3.8 \text{ /h} \quad K_s = 90.00 \text{ g/l} \\ \mu &= \frac{\mu_m \times S}{K_s + S} = 2.7067 \text{ /jam} \end{aligned}$$

Menghitung Kecepatan Tumbuh Biomass

$$\begin{aligned} R_v &= \mu \times X_{v0} \\ X_{v0} &= \frac{\text{massa bakteri masuk}}{\text{volume total}} = \frac{0.1410}{3.8958} = 0.0362 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$R_v = \mu \times X_{v0} = 2.7067 \times 0.0362 = 0.0980 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{h}$$

pertumbuhan bakteri dilakukan selama 24 jam (1 hari):

$$X_{vt} = 24 \times R_v$$

$$X_{vt} = 2.3509 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Biomass Tumbuh} = X_{vt} \times \text{Volume Larutan}$$

$$= 8.7227 \text{ kg}$$

Neraca Biomasa

$$\text{Biomass keluar} = \text{Biomass masuk} + \text{Biomass Tumbuh} = 8.8637 \text{ kg}$$

gula Sisa

$$\begin{aligned} 5516.4535 &= 4693.3377 + \text{Massa gula Sisa} \\ \text{Massa gula sisa} &= 823.1159 \text{ kg} \\ \text{Gula yang dikonsumsi biomass} &= 826.6719 - 823.1159 \\ &= 3.5560 \end{aligned}$$

Sebelum Biomass Tumbuh			Setelah Biomass Tumbuh		
Aliran 3	Fraksi	Massa		Fraksi	Massa
Air	0.7697	4245.960	Air	0.7697	4245.960
Sukrosa	0.0130	71.757	Sukrosa	0.0130	71.757
monosakarida	0.1499	826.672	Monosakarida	0.1492	823.116
Abu	0.0173	95.676	Abu	0.0173	95.676
Impurities	0.0491	271.081	Impurities	0.0491	271.081
Aliran 4					
Malt Sprout	0.0006	3.100	Biomass	0.0016	8.864
Aliran 5					
(NH ₄) ₂ HPO ₄	0.0004	2.067			
Aliran 6					
Biomass	0.00003	0.141			
Total	1.0000	5516.454	Total	1.0000	5516.454

$$\text{Mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 = \frac{\text{Massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}{\text{BM C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6} = \frac{823.116}{180} = 4.573 \text{ mol}$$

$$\text{Mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 = \text{konversi reaksi} \times \text{mol mula-mula C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$$

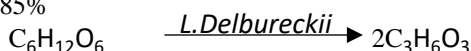
$$\begin{aligned} (\text{bereaksi}) &= 0.85 \times 4.57287 \\ &= 3.886936 \text{ mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol C}_3\text{H}_6\text{O}_3 &= \text{Koefisien} \times \text{koefisien reaksi} \times \text{mol mula-mula C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \\ (\text{terbentuk}) &= 2 \times 0.85 \times 4.57287 \\ &= 7.77387 \text{ mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 &= \text{mol mula-mula C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 - \text{mol bereaksi C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \\ (\text{sisa}) &= 4.57287 - 3.887 \\ &= 0.68593 \text{ mol} \end{aligned}$$

Reaksi I

$$\text{konversi} = 85\%$$



M	4.5729	mol		
B	3.8869	mol	7.7739	mol
S	0.6859	mol	7.7739	mol

$$\text{Massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ mula-mula} = 823.116 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} &= \text{mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \times \text{BM C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \\ &= 3.8869 \times 180 \\ &= 699.648 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ sisa} &= \text{mol sisa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \times \text{Bm C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \\ &= 0.6859 \times 180 \\ &= 123.4674 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa C}_3\text{H}_6\text{O}_3 \text{ terbentuk} &= \text{mol C}_3\text{H}_6\text{O}_3 \text{ terbentuk} \times \text{BM C}_3\text{H}_6\text{O}_3 \\ &= 7.7739 \times 90 \\ &= 699.6485 \text{ kg} \end{aligned}$$

Massa (kg) Reaksi I

	Massa $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	Massa $2\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$
mula-mula	823.1159	--
bereaksi	699.6485	699.6485
sisa	123.4674	699.6485

$$\text{Mol C}_3\text{H}_6\text{O}_3 \text{ mula-mula} = \frac{\text{Massa C}_3\text{H}_6\text{O}_3}{\text{BM C}_3\text{H}_6\text{O}_3} = \frac{699.6485}{90} = 7.7739 \text{ mol}$$

$$\text{mol mula-mula Ca(OH)}_2 : x$$

$$\begin{aligned} \text{mol (C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca terbentuk} &= \text{konversi reaksi} \times \text{mol mula Ca(OH)}_2' \\ &= 0,95 x \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mol 2H}_2\text{O terbentuk} &= \text{koefisien} \times \text{mol (C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca terbentuk} \\ &= 2 \times 0,95 x = 1,9 x \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mol 2C}_3\text{H}_6\text{O}_3 \text{ bereaksi} &: \text{koefisien} \times \text{mol (C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca terbentuk} \\ &: 2 \times 0,95x = 1,9x \end{aligned}$$

Reaksi II

$$\text{Conversion} = 95\%$$

	$2\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$	+	Ca(OH)_2	\longrightarrow	$(\text{C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca}$	+	$2\text{H}_2\text{O}$
M	7.7739		x				
R	1,9x		0,95x		0,95x		1,9x
S	7,7739-1,9x		0,05x		0,95x		1,9x

$$\text{PH Optimum} = 6$$

$$K_a = 0.000138$$

$$H^+ = 0.000001$$

$$0.000001 = 0.000138 \times \frac{7,7739 - 1,9x}{0,95x}$$

$$0.00000095 \times = 0.00107279 - 0.0002622 \times$$

$$0.00026315 \times = 0.00107279$$

$$\times = 4.0767 \quad \text{kmol}$$

$$\text{mol } 2C_3H_6O_3 \text{ bereaksi} = 1,9x$$

$$= 1,9 \times 4.0767 = 7.7458 \text{ mol'}$$

$$\text{Massa } 2C_3H_6O_3 \text{ bereaksi} = \text{mol } 2C_3H_6O_3 \text{ bereaksi} \times \text{BM } C_3H_6O_3$$

$$= 7.7458 \times 90$$

$$= 697.1227 \text{ Kg}$$

$$\text{mol } Ca(OH)_2 \text{ bereaksi} = 0,95 \times$$

$$= 0,95 \times 4.0767 = 3.8729 \text{ mol}$$

$$\text{massa } Ca(OH)_2 = \text{mol } Ca(OH)_2 \text{ bereaksi} \times \text{BM } Ca(OH)_2$$

$$(\text{bereaksi}) = 3.8729 \times 74$$

$$= 286.595 \text{ Kg}$$

$$\text{Mol } (C_3H_5O_3)_2Ca \text{ terbentuk} = 0,95 \times$$

$$= 0,95 \times 4.0767 = 3.8729 \text{ mol}$$

$$\text{Massa } (C_3H_5O_3)_2Ca = \text{mol } (C_3H_5O_3)_2Ca \text{ terbentuk} \times \text{BM } (C_3H_5O_3)_2Ca$$

$$(\text{terbentuk}) = 3.8729 \times 218 = 844.293 \text{ Kg}$$

$$\text{Mol } 2H_2O \text{ terbentuk} = 1,9 \times$$

$$= 1,9 \times 4.0767 = 7.74581 \text{ mol}$$

$$\text{Massa } 2H_2O = \text{mol } 2H_2O \text{ terbentuk} \times \text{BM } H_2O'$$

$$(\text{terbentuk}) = 7.74581 \times 18 = 139.425 \text{ kg}$$

$$\text{mol sisa } C_3H_6O_3 = 7,7739 - 1,9x$$

$$= 7.7739 - (1,9 \times 4.0767) = 0.0281 \text{ mol}$$

$$\text{Massa } C_3H_6O_3 = \text{mol } C_3H_6O_3 \text{ sisa} \times \text{BM } C_3H_6O_3$$

$$(\text{sisa}) = 0.028 \times 90 = 2.526 \text{ Kg}$$

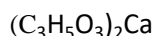
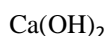
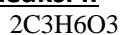
$$\text{mol sisa } Ca(OH)_2 = 0,05 \times$$

$$= 0,05 \times 4.0767 = 0.204 \text{ mol}$$

$$\text{Massa } Ca(OH)_2 = \text{mol } Ca(OH)_2 \text{ sisa} \times \text{BM } Ca(OH)_2$$

$$(\text{sisa}) = 0.204 \times 74 = 15.08 \text{ Kg}$$

Massa (Kg) Reaksi II



mula-mula	699.648	301.679	--	--
bereaksi	697.123	286.595	844.293	139.425
sisa	2.526	15.084	844.293	139.425

Larutan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 0,6% Masuk

$$\text{CaOH} = \frac{0.6}{100} \times 301.679 = 1.810$$

$$\text{H}_2\text{O} = 299.869$$

Larutan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 0,6% sisa

$$\text{CaOH} = \frac{0.6}{100} \times 15.084 = 0.091$$

$$\text{H}_2\text{O} = 14.993$$

H₂O Total :

= H₂O Setelah Biomass Tumbuh + H₂O terbentuk pada reaksi II

$$= 4245.9602 + 139.4245$$

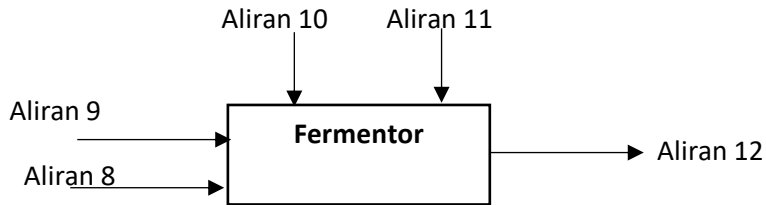
$$= 4385.3847 \text{ kg}$$

Tabel A.6 Neraca Massa Pada Culture Tank (R-120)

Masuk		Keluar		
	Massa		Fraksi	Massa
Aliran 3		Aliran 8		
Air	4245.960	Air	0.75632	4400.378
Sukrosa	71.757	Sukrosa	0.01233	71.757
Monosakarida	826.672	Monosakarida	0.02122	123.467
Abu	95.676	Abu	0.01644	95.676
Impurities	271.081	Impurities	0.04659	271.081
Aliran 4		Biomass	0.00152	8.864

Malt Sprout	3.100	Ca(OH)2	1.6E-05	0.091
Aliran 5		Ca laktat	0.14511	844.293
(NH4)2HPO4	2.067	asam laktat	0.00043	2.526
Aliran 6				
Biomass	0.141			
Aliran 7				
H2O	299.869			
Ca(OH)2	1.810			
Total	5818.132	Total	1.7033	5818.132

3. Fermentor (R-210)



Masuk = Keluar

$$M8 + M9 + M10 + M11 = M12$$

Keterangan :

M9 = Massa Molasses Masuk dari Reaktor Hidrolisis

M8 = Massa Masuk dari Culture tank

M10 = Massa (NH4)2HPO4 Malsprout masuk

M11 = Massa Ca(OH)2 masuk

M12 = Massa larutan keluar dari fermentor

Feed (molasses) masuk ke fermentor = 49600.31

Tabel A.7 Bahan Masuk Fermentor

Molasses Masuk		
Aliran 9	Fraksi	Massa
Air	0.7704	38213.642
Sukrosa	0.0130	645.811
Monosakarida	0.1500	7440.047
Abu	0.0174	861.082
Impurities	0.0492	2439.731
Total	1.0000	49600.313

Masuk dari Culture Tank		
Aliran 8	Fraksi	Massa
Air	0.7563	4400.38
Sukrosa	0.0123	71.76
Monosakarida	0.0212	123.47
Abu	0.0164	95.68
Impurities	0.0466	271.08
Biomass	0.0015	8.86
Ca(OH) ₂	0.0000	0.09
Ca laktat	0.1451	844.29
asam laktat	0.0004	2.53
Total	1.0000	5818.13

ρ air pada suhu 45°C = 990.235 kg/m³ (Perry, 2009)

$$\text{Volume Larutan} = \frac{\text{massa larutan}}{\text{densitas larutan (molasses)}}$$

ρ larutan (molasses) = 1,5 x ρ air = 1.5 x 990.235 = 1485.353 kg/m³

$$\text{Volume Larutan} = \frac{55418.4450}{1485.3525} = 37.3100 \text{ m}^3$$

Nutrien yang ditambahkan :

(NH₄)₂HPO₄ = 0.0025 x 7563.5143 = 18.9088 kg

Biomassa

ρ biomass = 0.76 gr/liter

= 0.76 kg/m³

(Dumbrepatil, 2007)

$$\text{Volume Biomassa} = \frac{8.8637}{0.76} = 11.6628 \text{ m}^3$$

Massa Biomassa = 8.8637 kg

$$\begin{aligned} \text{Volume Total} &= 37.3100 + 11.6628 \\ &= 48.9727 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Pertumbuhan bakteri

$$\mu = \frac{\mu_m \times S}{K_s + S} \quad (\text{Nirr Board, 2007})$$

$$S = \frac{\text{massa larutan (gula)}}{\text{Volume larutan}} = 202.7210 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_m = 3.8000 \text{ /h} \quad K_s = 90.00 \text{ g/l}$$

$$\mu = \frac{\mu_m \times S}{K_s + S} = 2.6317 \text{ /jam}$$

Menghitung Kecepatan Tumbuh Biomass

$$R_v = \mu \times X_{v0}$$

$$X_{v0} = \frac{\text{massa bakteri masuk}}{\text{volume total}} = \frac{8.8637}{48.9727} = 0.1810 \text{ kg/m}^3$$

$$R_v = \mu \times X_{v0} = 2.6317 \times 0.1810 = 0.4763 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{h}$$

pertumbuhan bakteri dilakukan selama 24 jam (1 hari):

$$X_{vt} = 24 \times R_v$$

$$X_{vt} = 11.4314 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Biomass Tumbuh} &= X_{vt} \times \text{Volume Larutan} \\ &= 426.5063 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Biomasa

$$\text{Biomass keluar} = \text{Biomass masuk} + \text{Biomass Tumbuh} = 435.3701 \text{ kg}$$

gula Sisa

$$\begin{aligned} 55437.3538 &= 48281.4371 + \text{gula Sisa} \\ \text{gula sisa} &= 7155.9167 \text{ kg} \\ \text{Gula yang dikonsumsi biomass} &= 7563.5143 - 7155.9167 \\ &= 407.5976 \end{aligned}$$

Massa Biomass

Sebelum Biomass Tumbuh			Setelah Biomass Tumbuh		
	Fraksi	Massa		Fraksi	Massa
Air	0.7687	42614.020	Air	0.7687	42614.020
Sukrosa	0.0129	717.568	Sukrosa	0.0129	717.568
Monosakarida	0.1364	7563.514	Monosakarida	0.1291	7155.917
Abu	0.0173	956.757	Abu	0.0173	956.757
Impurities	0.0489	2710.812	Impurities	0.0489	2710.812
Biomass	0.0002	8.864	Biomass	0.0079	435.370
Ca(OH) ₂	0.0000	0.091	Ca(OH) ₂	0.0000	0.091
Ca laktat	0.0152	844.293	Ca laktat	0.0152	844.293
asam laktat	0.0000	2.526	asam laktat	0.0000	2.526

Aliran 11

(NH ₄) ₂ HPO ₄	0.0003	18.909			
Total	1.0000	55437.354	Total	1.0000	55437.354

$$\text{Mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 = \frac{\text{Massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}{\text{BM C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6} = \frac{7155.92}{180} = 39.76 \text{ mol}$$

$$\text{Mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 = \text{conversi reaksi} \times \text{mol mula-mula C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$$

$$(\text{bereaksi}) = 0.85 \times 39.7551$$

$$= 33.79183 \text{ mol}$$

$$\text{Mol C}_3\text{H}_6\text{O}_3 = \text{Koefisien} \times \text{coefisien reaksi} \times \text{mol mula-mula C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$$

$$(\text{terbentuk}) = 2 \times 0.85 \times 39.7551$$

$$= 67.5837 \text{ mol}$$

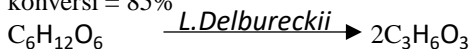
$$\text{Mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 = \text{mol mula-mula C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 - \text{mol bereaksi C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$$

$$(\text{sisia}) = 39.7551 - 33.79$$

$$= 5.963264 \text{ mol}$$

Reaksi I

$$\text{konversi} = 85\%$$



$$39.7551$$

$$33.7918$$

$$5.9633$$

$$67.5837$$

$$67.5837$$

$$\text{Massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ mula-mula} = 39.755 \text{ kg}$$

$$\text{Massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} = \text{mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \times \text{BM C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$$

$$= 33.7918 \times 180$$

$$= 6082.529 \text{ kg}$$

$$\text{Massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ sisa} = \text{mol sisa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \times \text{Bm C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$$

$$= 5.9633 \times 180$$

$$= 1073.388 \text{ kg}$$

Massa (kg) Reaksi I

	C ₆ H ₁₂ O ₆	2C ₃ H ₆ O ₃
mula-mula	7155.9167	--
bereaksi	6082.5292	6082.5292
sisa	1073.3875	6082.5292

$$\text{Total C}_3\text{H}_6\text{O}_3 = 2.5258 + 6082.529 = 6085.055 \text{ kg}$$

$$\text{mol mula-mula Ca(OH)}_2 : x$$

$$\text{mol (C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca terbentuk} = \text{conversi reaksi} \times \text{mol mula Ca(OH)}_2'$$

$$= 0,95 \times$$
 mol $2\text{H}_2\text{O}$ terbentuk = koefisien \times mol $(\text{C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca}$ terbentuk

$$= 2 \times 0,95 \times = 1,9 \times$$
 mol $2\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$ bereaksi : koefisien \times mol $(\text{C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca}$ terbentuk

$$: 2 \times 0,95 \times = 1,9 \times$$

Reaksi II

Conversion = 95%

	$2\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$	+	$\text{Ca}(\text{OH})_2$	\longrightarrow	$(\text{C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca}$	+	$2\text{H}_2\text{O}$
M	67.6117		x				
B	1,9x		0,95x		0,95x		1,9x
S	67,6117-1,9x		0,05x		0,95x		1,9x

PH Optimum = 6

$K_a = 0.000138$

$\text{H}^+ = 0.000001$

$$\text{H}^+ = \frac{\text{mol asam sisa reaksi}}{\text{mol garam terbentuk}}$$

$$\begin{aligned}
 0.000001 &= 0.000138 \times \frac{67,6117-1,9x}{0,95x} \\
 0.00000095 \times &= 0.00933042 - 0.0002622 \times \\
 0.00026315 \times &= 0.00933042 \\
 x &= 35.4567 \quad \text{kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{mol } 2\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3 \text{ bereaksi} &= 1,9x \\
 &= 1,9 \times 35.4567 = 67.3676 \text{ mol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa } 2\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3 \text{ bereaksi} &= \text{mol } 2\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3 \text{ bereaksi} \times \text{BM } \text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3 \\
 &= 67.3676 \times 90 \\
 &= 6063.087 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{mol } \text{Ca}(\text{OH})_2 \text{ bereaksi} &= 0,95 \times \\
 &= 0,95 \times 35.4567 = 33.6838 \text{ mol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{massa } \text{Ca}(\text{OH})_2 &= \text{mol } \text{Ca}(\text{OH})_2 \text{ bereaksi} \times \text{BM } \text{Ca}(\text{OH})_2 \\
 (\text{bereaksi}) &= 33.6838 \times 74 \\
 &= 2492.603 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol } (\text{C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca} \text{ terbentuk} &= 0,95 \times \\
 &= 0,95 \times 35.4567 = 33.6838 \text{ mol}
 \end{aligned}$$

$$\text{Massa } (\text{C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca} = \text{mol } (\text{C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca} \text{ terbentuk} \times \text{BM } (\text{C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca}$$

$$\begin{aligned}
 (\text{terbentuk}) &= 33.6838 \times 218 = 7343.07 \text{ Kg} \\
 \text{Mol } 2\text{H}_2\text{O} \text{ terbentuk} &= 1,9 \times \\
 &= 1.9 \times 35.4567 = 67.3676 \text{ mol} \\
 \text{Massa } 2\text{H}_2\text{O} &= \text{mol } 2\text{H}_2\text{O} \text{ terbentuk} \times \text{BM } \text{H}_2\text{O}' \\
 (\text{terbentuk}) &= 67.6117 \times 18 = 1217.01 \text{ kg} \\
 \text{mol sisa } \text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3 &: 67,6117 - 1,9 \times \\
 &= 67.6117 - (1.9 \times 35.4567) = 0.2441 \text{ mol} \\
 \text{Massa } \text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3 &= \text{mol } \text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3 \text{ sisa} \times \text{BM } \text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3 \\
 (\text{sisa}) &= 0.244 \times 90 = 21.968 \text{ Kg} \\
 \text{mol sisa } \text{Ca}(\text{OH})_2 &= 0,05 \times \\
 &= 0.05 \times 35.4567 = 1.773 \text{ mol} \\
 \text{Massa } \text{Ca}(\text{OH})_2 &= \text{mol } \text{Ca}(\text{OH})_2 \text{ sisa} \times \text{BM } \text{Ca}(\text{OH})_2 \\
 (\text{sisa}) &= 1.773 \times 74 = 131.19 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Massa (Kg) Reaksi I

	$2\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$	$\text{Ca}(\text{OH})_2$	$(\text{C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca}$	$2\text{H}_2\text{O}$
mula-mula	6085.055	2623.792	--	--
bereaksi	6063.087	2492.603	7343.072	1212.617
sisa	21.968	131.190	7343.072	1212.617

Massa H_2O Total :

$$\begin{aligned}
 &= \text{H}_2\text{O} \text{ Setelah Biomass Tumbuh} + \text{H}_2\text{O} \text{ terbentuk pada reaksi II} \\
 &= 42614.0201 + 1212.6175 \\
 &= 43826.63754 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Larutan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 0,6% Masuk

$$\text{CaOH} = \frac{0.6}{100} \times 2623.792 = 15.743$$

$$\text{H}_2\text{O} = 2608.049$$

Larutan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 0,6% sisa

$$\text{CaOH} = \frac{0.6}{100} \times 131.190 = 0.787$$

$$\text{H}_2\text{O} = 130.402$$

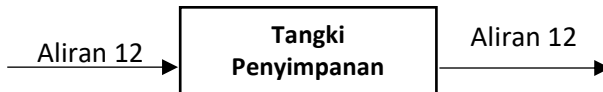
$$\begin{aligned}
 \text{Ca}(\text{OH})_2 \text{ yang ditambahkan} &= 15.7428 - 0.0905 \\
 &= 15.6522 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel A.8 Neraca Massa Pada Fermentor (R-210)

Masuk		Keluar		
Aliran 8	Massa	Aliran 12	Fraksi	Massa

Air	4400.378	Air	0.7571	43957.040
Sukrosa	71.757	Sukrosa	0.0124	717.568
Monosakarida	123.467	Monosakarida	0.0185	1073.388
Abu	95.676	Abu	0.0165	956.757
Impurities	271.081	Impurities	0.0467	2710.812
Biomass	8.864	Biomass	0.0075	435.370
Ca(OH) ₂	0.091	Ca(OH) ₂	0.0000	0.787
Ca laktat	844.293	Ca laktat	0.1410	8187.365
asam laktat	2.526	asam laktat	0.0004	21.968
Aliran 9				
Air	38213.642			
Sukrosa	645.811			
Monosakarida	7440.047			
Abu	861.082			
impurities	2439.731			
Aliran 10				
(NH ₄) ₂ HPO ₄	18.909			
Aliran 11				
Ca(OH) ₂	15.652			
H ₂ O	2608.0494			
Total	58061.055	Total	1.7030	58061.055

4. Tangki Penyimpanan (F-212)



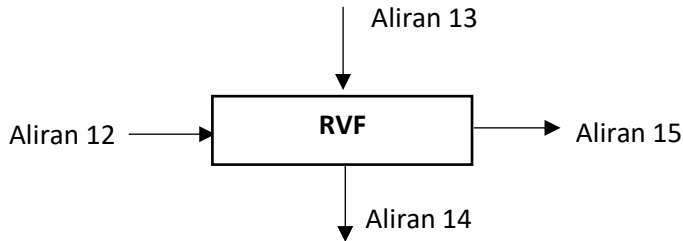
Tabel A.9 Neraca Massa Pada Tangki Penyimpan (F-212)

Masuk			Keluar		
Aliran 12	Fraksi	Massa	Aliran 12	Fraksi	Massa
Air	0.75708	43957.040	Air	0.7571	43957.040
Sukrosa	0.01236	717.568	Sukrosa	0.0124	717.568
Monosakarida	0.01849	1073.388	Monosakarida	0.0185	1073.388
Abu	0.01648	956.757	Abu	0.0165	956.757
Impurities	0.04669	2710.812	Impurities	0.0467	2710.812
Biomass	0.00750	435.370	Biomass	0.0075	435.370
Ca(OH) ₂	0.00001	0.787	Ca(OH) ₂	0.0000	0.787
Ca laktat	0.14101	8187.365	Ca laktat	0.1410	8187.365
asam laktat	0.00038	21.968	asam laktat	0.0004	21.968

Total	1.0000	58061.055	Total	1.0000	58061.055
--------------	--------	-----------	--------------	--------	-----------

5. Rotary Vacuum Filter (H-220)]

Filtrat yag terikut Cake = 1%
 Air Pencuci = 20% Cake (Hugot, 1986)
 Aliran 13



Masuk = Keluar

M12+ M13 = M14+M15

Keterangan :

M12 : Massa larutan dari Tangki penyimpanan

M13 : Massa Air Masuk

M14 : Massa Cake keluar

M16 : Massa Larutan Keluar

Filtrat = H₂O, asam laktat dan Ca Laktat

Aliran 14

Cake = 5894.68232

Filtrat :

H₂O = 1% x 43957.0400 = 439.5704 kg

asam Laktat = 1% x 21.96771 = 0.2197 kg

Ca Laktat = 1% x 8187.36543 = 81.8737 kg

Aliran 13

H₂O masuk = 20% x Cake

= 20% x 5894.6823 = 1178.9365 kg

Aliran 14

H₂O = 43957.04001 - 439.5704 = 43517.4696 kg

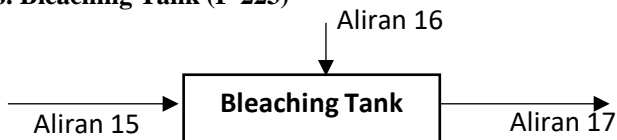
asam Laktat = 21.96771 - 0.2197 = 21.7480 kg

Ca Laktat = 8187.36543 - 81.8737 = 8105.4918 kg

Tabel A.10 Neraca Massa pada Rotary Vacuum Filter(H220)

Masuk			Keluar		
Aliran 12	Fraksi	Massa	Aliran 14	Fraksi	Massa
Air	0.742016	43957.040	Air	0.027321	1618.507
Sukrosa	0.012113	717.568	Asam laktat	0.000004	0.220
Monosakarida	0.018119	1073.388	Ca laktat	0.001382	81.874
Abu	0.016151	956.757	Cake	0.099505	5894.682
Impurities	0.045760	2710.812	Aliran 15		
Biomass	0.007349	435.370	H2O	0.734596	43517.47
Ca(OH)2	0.000013	0.787	Asam Laktat	0.000367	21.748
Ca laktat	0.138207	8187.365	Ca laktat	0.136825	8105.492
asam laktat	0.000371	21.968			
Aliran 13					
H2O	0.019901	1178.936			
Total	1.000000	59239.992	Total	1.000000	59239.99

6. Bleaching Tank (F-223)



Carbon Aktif = 18.72% dari Feed
(Bernardo, 2016).

Masuk = Keluar

$M_{15} + M_{16} = M_{17}$

Keterangan :

M15 : Massa Larutan dari Rotary Vacuum Filter (RVF)

M16 : Massa Karbon Aktif Masuk

M17 : Massa Larutan Keluar Bleaching Tank

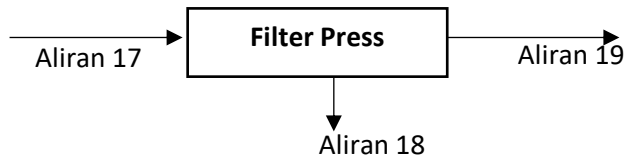
Aliran 16

Karbon aktif = 18.72% x 51644.709
= 9667.89 kg

Tabel A.10 Neraca Massa pada Bleachig Tank (F-223)

Masuk			Keluar		
Aliran 15	Fraksi	Massa	Aliran 17	Fraksi	Massa
H ₂ O	0.709764	43517.470	H ₂ O	0.709764	43517.470
Asam Laktat	0.000355	21.748	Asam Laktat	0.000355	21.748
Ca laktat	0.132199	8105.492	Ca laktat	0.132199	8105.492
Aliran 16			karbon aktif	0.157682	9667.890
karbon aktif	0.157682	9667.890			
Total	1.000000	61312.599	Total	1.000000	61312.599

7. Filter Press (H-224)



Efisiensi filtrat filter Press = 95% (Twinfilter, 2012)

Masuk = Keluar

$M_{17} = M_{18} + M_{19}$

Keterangan :

M₁₇ : Massa Larutan masuk dari Bleaching Tank

M₁₈ : Massa Cake Keluar

M₁₉ : Massa Larutan Keluar Filter Press

Aliran 19

H₂O = 95% x 43517.4696 = 41341.5961 kg

asam laktat = 95% x 21.748 = 20.6606 kg

Ca Laktat = 95% x 8105.4918 = 7700.2172 kg

Aliran 18

karbon aktif = 9667.8896 kg

H₂O = 43517.470 - 41341.5961 = 2175.8735 kg

asam laktat = 21.748 - 20.6606 = 1.0874 kg

Ca Laktat = 8105.492 - 7700.2172 = 405.2746 kg

Tabel A.11 Neraca Massa Pada Filter Press (H-224)

Masuk			Keluar		
Aliran 17	Fraksi	Massa	Aliran 19	Fraksi	Massa
H ₂ O	0.709764	43517.470	H ₂ O	0.674276	41341.596
Asam Laktat	0.000355	21.748	Asam Laktat	0.000337	20.661

Ca laktat	0.132199	8105.492	Ca laktat	0.125589	7700.217
karbon aktif	0.157682	9667.890	Aliran 18		
			karbon aktif	0.157682	9667.890
			H ₂ O		2175.873
			Asam Laktat		1.087
			Ca laktat		405.275
Total	1.000000	61312.599	Total	0.957884	61312.599

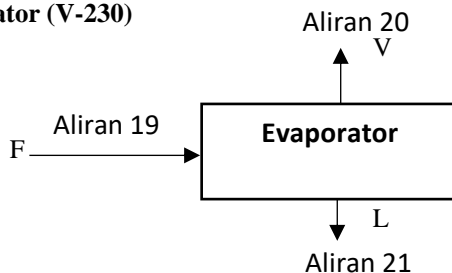
8. Tangki Penyimpanan (F-226)



Tabel A.12 Neraca Massa Tanki Penyimpanan (F-226)

Masuk			Keluar		
Aliran 19	Fraksi	Massa	Alirann 19	Fraksi	Massa
H ₂ O	0.842632	41341.596	H ₂ O	0.842632	41341.596
Asam Laktat	0.000421	20.661	Asam Laktat	0.000421	20.661
Ca laktat	0.156947	7700.217	Ca laktat	0.156947	7700.217
Total	1.000000	49062.474	Total	1.000000	49062.474

9. Evaporator (V-230)



Masuk = Keluar

M₁₉ = M₂₀ + M₂₁

Keterangan :

M₁₉ : Larutan dari Tangki penyimpanan

M20 : Uap air Keluar

M21: Larutan keluar evaporator

konsentrasi L (Xf) = 37%

$$\begin{aligned} F \text{ (M19)} &= L \text{ (M21)} + V \text{ (M20)} \\ 49062.474 &= L + V \\ F \cdot XF &= L \cdot XL + V \cdot YV \\ 7700.2172 &= L \cdot 0,37 + V \cdot 0 \\ L &= \frac{7700.2172}{0.37} = 20811.3978 \text{ kg} \\ V &= 49062.474 - 20811.3978 \\ &= 28251.0761 \text{ kg} \end{aligned}$$

Keterangan :

Xf : Fraksi Ca Laktat pada larutan masuk (Feed)

XL: Fraksi Ca Laktat pada larutan keluar evaporator (Liquid)

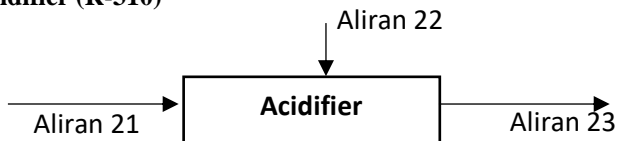
Yv : Fraksi Uap keluar evaporator

H2O dalam larutan = 13090.5200 KG

Tabel A.13 Neraca Massa Evaporator (V-230)

Keluar			Keluar		
Aliran 19	Fraksi	Massa	Aliran 21	Fraksi	Massa
H2O	0.842632	41341.596	H2O	0.266813	13090.520
Asam Laktat	0.000421	20.661	Asam Laktat	0.000421	20.661
Ca laktat	0.156947	7700.217	Ca laktat	0.156947	7700.217
			Aliran 20		
			H2O	0.575818	28251.076
Total	1.000000	49062.474	Total	0.424182	49062.474

10. Acidifier (R-310)



Masuk = Keluar

M21 + M22 = M23

Keterangan :

M21 : Massa Larutan dari evaporator

M22 : Massa H2SO4 masuk

M23 : Massa Larutan Keluar Acidifier

Konversi = 92%

(Li, 2015)

molar ratio Ca laktat and H₂SO₄ adalah 1:1

(Min, 2011)

$$\text{mol (C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca} = \frac{\text{Massa (C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca}}{\text{BM (C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca}} = \frac{7700.217}{218} = 35.3$$

$$\text{mol H}_2\text{SO}_4 = 35.322 \text{ mol}$$

(mula-mula)

C₃H₆O₃ = konversi reaksi x mol mula-mula Ca laktat

$$(\text{terbentu}) = 0.92 \times 35.322 = 32.4963 \text{ mol}$$

CaSO₄ = koefisien x mol terbentuk

$$(\text{terbentuk}) = 1/2 \times 32.49633 = 16.248 \text{ mol}$$

mol (C₃H₅O₃)Ca = koefisien x mol terbentuk

$$(\text{bereaksi}) = 1/2 \times 32.49633 = 16.248$$

mol H₂SO₄ =

$$(\text{bereaksi}) = 1/2 \times 32.49633 = 16.248$$

	(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca +	H ₂ SO ₄	2C ₃ H ₆ O ₃	+	CaSO ₄
M	35.3221	35.3221			
R	16.2482	16.2482	32.4963		16.2482
S	19.0739	19.0739	32.4963		16.2482

Massa H₂SO₄ = mol H₂SO₄ mula-mula x BM H₂SO₄

$$(\text{mula-mula}) = 35.3221 \times 98$$

$$= 3461.57 \text{ kg}$$

Massa (C₃H₅O₃)₂Ca = mol (C₃H₅O₃)₂Ca bereaksi x BM (C₃H₅O₃)₂Ca

$$(\text{bereaksi}) = 16.2482 \times 218$$

$$= 3542.0999 \text{ kg}$$

Massa H₂SO₄ = mol H₂SO₄ bereaksi x BM H₂SO₄

$$(\text{bereaksi}) = 16.2482 \times 98$$

$$= 1592.32$$

Massa 2C₃H₆O₃ = mol 2C₃H₆O₃ terbentuk x BM 2C₃H₆O₃

$$(\text{terbentuk}) = 32.4963 \times 90$$

$$= 2924.6696$$

Massa CaSO₄ = mol CaSO₄ terbentuk x BM CaSO₄

$$(\text{terbentuk}) = 16.2482 \times 136$$

$$= 2209.75 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa } (\text{C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca} &= \text{mol } (\text{C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca} \text{ sisa} \times \text{BM } (\text{C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca} \\
 (\text{sisa}) &= 19.0739 \times 218 \\
 &= 4158.11728 \text{ kg} \\
 \text{Massa H}_2\text{SO}_4 &= \text{mol H}_2\text{SO}_4 \text{ sisa} \times \text{BM H}_2\text{SO}_4 \\
 (\text{Sisa}) &= 19.0739 \times 98 \\
 &= 1869.2454 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Massa (Kg) Reaksi

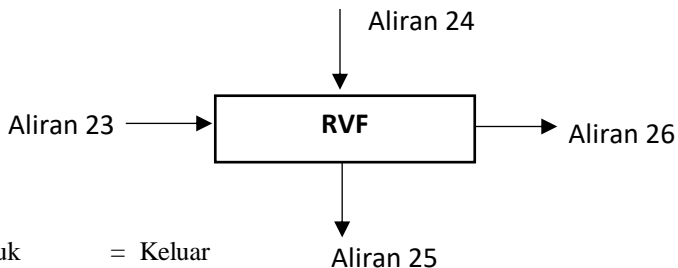
	$(\text{C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca}$	H_2SO_4	$2\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$	CaSO_4
mula-mula	7700.2172	3461.5655		
bereaksi	3542.0999	1592.3201	2924.6696	2209.7504
sisa/terbentuk	4158.1173	1869.2454	2924.6696	2209.7504

Tabel A.14 Neraca Massa Acidifier (R-310)

Masuk			Keluar		
Aliran 21	Fraksi	Massa	Aliran 23	Fraksi	Massa
H ₂ O	0.539305	13090.520	H ₂ O	0.539305	13090.520
Asam Laktat	0.000851	20.661	Asam Laktat	0.121342	2945.330
Ca laktat	0.317234	7700.217	Ca laktat	0.171307	4158.117
Aliran 22			H ₂ SO ₄	0.077009	1869.245
H ₂ SO ₄	0.142610	3461.566	CaSO ₄	0.091038	2209.750
Total	1.000000	24272.963	Total	1.000000	24272.963

11. Rotary Vacuum Filter (H-320)

$$\begin{aligned}
 \text{Filtrat yag terikut Cake} &= 1\% \\
 \text{Air Pencuci} &= 20\% \text{ Cake} \quad (\text{Hugot, 1986})
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Masuk} &= \text{Keluar} \\
 \text{M}_{24} + \text{M}_{24} &= \text{M}_{25} + \text{M}_{26}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

M₂₃ : Massa Larutan dari Acidifier

M24: Masa air masuk

M26 : Massa Larutan Keluar Rotary Vacuum Filter

M25 : Massa Cake

Aliran 25

Cake = 7024.32606

Filtrat :

H₂O = 1% x 13090.5200 = 130.9052 kg

asam Laktat = 1% x 2945.33028 = 29.4533 kg

Aliran 24

H₂O masuk = 20% x Cake

= 20% x 7024.3261 = 1404.8652 kg

Aliran 26

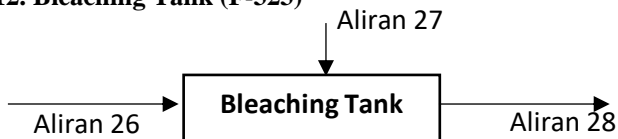
H₂O = 13090.5200 - 130.9052 = 12959.6148 kg

asam Laktat = 2945.3303 - 29.4533 = 2915.8770 kg

Tabel A.15 Neraca Massa Rotary Vacuum Filter (H-320)

Masuk			Keluar		
Aliran 23	Fraksi	Massa	Aliran 26	Fraksi	Massa
H ₂ O	0.509799	13090.520	H ₂ O	0.504701	12959.61
Asam Laktat	0.114703	2945.330	Asam Laktat	0.113556	2915.877
Ca laktat	0.161934	4158.117	Aliran 25		
H ₂ SO ₄	0.072796	1869.245	H ₂ SO ₄	0.072796	1869.245
CaSO ₄	0.086057	2209.750	CaSO ₄	0.086057	2209.750
Aliran 24			Ca laktat	0.161934	4158.117
H ₂ O	0.054711	1404.865	H ₂ O	0.059809	1535.770
			Asam Laktat	0.001147	29.453
Total	1.000000	25677.829	Total	1.000000	25677.829

12. Bleaching Tank (F-323)



Carbon Aktif = 18.72% dari Feed

(Bernardo, 2016).

Masuk = Keluar

M26 + M27 = M28

Keterangan :

M27 : Massa Larutan dari Rotary Vacuum Filter

M28 : Massa Karbon Aktif Masuk

M29 : Massa Larutan Keluar dari Bleaching Tank

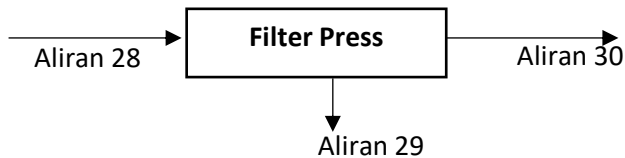
Aliran 27

$$\text{karbon aktif} = 18.72\% \times 15875.4918 = 2971.8921 \text{ kg}$$

Tabel A.16 Neraca Massa Bleaching Tank (F-323)

Masuk			Keluar		
Aliran 26	Fraksi	Massa	Aliran 28	Fraksi	Massa
H2O	0.687608	12959.615	H2O	0.687608	12959.615
Asam Laktat	0.154710	2915.877	Asam Laktat	0.154710	2915.877
Aliran 27			karbon aktif	0.157682	2971.892
karbon aktif	0.157682	2971.892			
Total	1.000000	18847.384	Total	1.000000	18847.384

13. Filter Press (F-324)



$$\text{Efisiensi filtrat filter Press} = 95\% \quad (\text{Twinfilter, 2012})$$

$$\text{Masuk} = \text{Keluar}$$

$$M28 = M29 + M30$$

Keterangan :

M28 : Massa Larutan dari Bleaching Tank

M29 : Massa Cake Keluar

M30 : Massa Larutan Keluar Filter Press

Aliran 30

$$\text{H2O} = 95\% \times 12959.6148 = 12311.6340 \text{ kg}$$

$$\text{asam laktat} = 95\% \times 2915.877 = 2770.0831 \text{ kg}$$

Aliran 29

$$\text{karbon aktif} = 2971.892 \text{ kg}$$

$$\text{H2O} = 12959.615 - 12311.634 = 647.981 \text{ kg}$$

$$\text{asam laktat} = 2915.877 - 2770.083 = 145.794 \text{ kg}$$

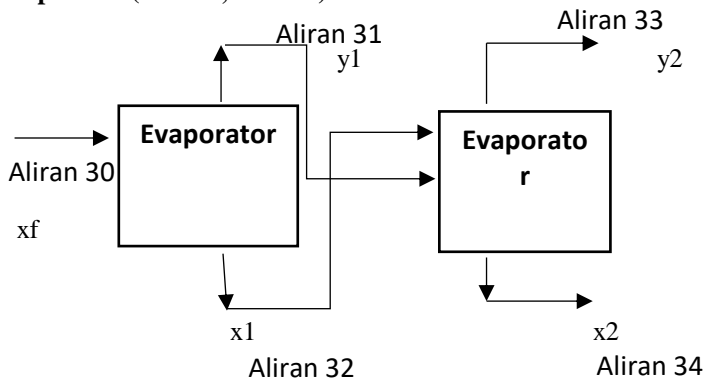
Tabel A.17 Neraca Massa Pada Filter Press (H-324)

Masuk			Keluar		
Aliran 28	Fraksi	Massa	Aliran 29	Fraksi	Massa
H2O	0.687608	12959.615	H2O	0.034380	647.981
Asam Laktat	0.154710	2915.877	Asam Laktat	0.007735	145.794

karbon aktif	0.157682	2971.892	karbon aktif	0.157682	2971.892
			Aliran 30		
			H ₂ O	0.653228	12311.634
			Asam Laktat	0.146974	2770.083
Total	1.000000	18847.384	Total	1.000000	18847.384

Alian 30	Fraksi	Massa
H ₂ O	0.816328	12311.634
Asam Laktat	0.183672	2770.083
Total	1.000000	15081.717

15. Evaporator (V-330a, V-330b)



Masuk = Keluar

M30 = M31 + M33 + M34

Keterangan :

M30 : Massa Larutan Masuk (Feed)

M31 : Massa Uap air Keluar

M33 : Massa Uap air Keluar

M34 : Massa Larutan keluar Evaporator

Konsentrasi pada L2 (x2) = 0.5

F = L2 + (V1+V2)

F . xf = L2 . x2 + (V1+V2) . 0

= L2 . 0,5 + 0

L2 = 5540.1662 kg

(V1 + V2) = 9541.5509 kg

Asumsi $V1 = V2$

$$F = L1 + V1 = 15081.717 = L1 + 4770.7755$$

$$L1 = 10310.9417 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} L1 &= L2 + V2 = 10310.942 = L2 + 4770.7755 \\ &= 5540.1662 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F \cdot x_f &= L1 \cdot x1 = 2770.0831 = 10310.942 \cdot x1 \\ x1 &= 0.2687 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L1 \cdot x1 &= L2 \cdot x2 = 2770.0831 = 5540.1662 \cdot x2 \\ x2 &= 0.5000 \quad (\text{Check Balance}) \end{aligned}$$

Keterangan :

F = Massa Feed masuk evaporator (M30)

L1 = Massa Larutan keluar efek kedua (M34)

L2 = Massa Larutan keluar efek pertama (M32)

V1 = Massa Uap air keluar efek pertama (M31)

V2 = Massa Uap air keluar efek ke dua (M33)

Xf = Fraksi asam laktat dalam larutan

x1 = Fraksi asam laktat dalam L1

x2 = Fraksi asam Laktat dalam L2

Tabel A.18 Neraca Massa Evaporator (V-330a)

Masuk			Keluar		
Aliran 30	Fraksi	Massa	Aliran 32	Fraksi	Massa
H2O	0.816328	12311.634	H2O	0.500000	7540.859
Asam Laktat	0.183672	2770.083	Asam Laktat	0.183672	2770.083
			Aliran 31		
			H2O	0.316328	4770.7755
Total	1.000000	15081.717	Total	1.000000	15081.717

Tabel A.19 Neraca Massa Evaporator (V-330b)

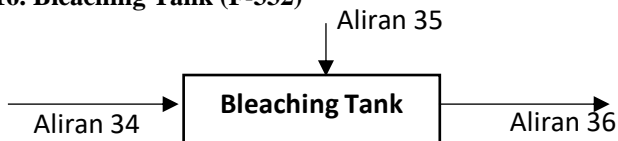
Masuk			Keluar		
Aliran 32	Fraksi	Massa	Aliran 33	Fraksi	Massa
H2O	0.731345	7540.859	H2O	0.268655	2770.083
Asam Laktat	0.268655	2770.083	Asam Laktat	0.268655	2770.083
			Aliran 34		

			H2O	0.462691	4770.775
Total	1.000000	10310.942	Total	1.000000	10310.942

Tabel A.20 Neraca Massa Total Evaporator (V-330a, V-330b)

Masuk			Keluar		
Aliran 30	Fraksi	Massa	Aliran 34	Fraksi	Massa
H2O	0.816328	12311.634	H2O	0.18367	2770.083
Asam Laktat	0.183672	2770.0831	Asam Laktat	0.18367	2770.083
			Aliran 31		
			H2O	0.31633	4770.775
			Aliran 33		
			H2O	0.31633	4770.775
Total	1.000000	15081.717	Total	1.000000	15081.717

16. Bleaching Tank (F-332)



Carbon Aktif = 18.72% dari Feed

(Bernardo, 2016).

Masuk = Keluar

$M_{34} + M_{35} = M_{36}$

Keterangan :

M_{34} : Massa Larutan dari Evaporator

M_{35} : Massa Karbon Aktif Masuk

M_{36} : Massa Larutan Keluar dari Bleaching Tank

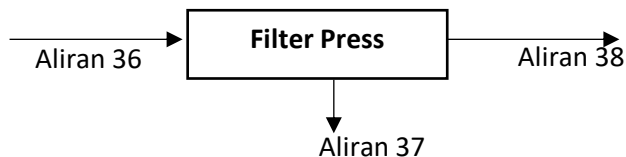
Aliran 35

karbon aktif = 18.72% x 5540.1662 = 1037.1191 kg

Tabel A.21 Neraca Massa Bleaching Tank (F-332)

Masuk			Keluar		
Aliran 34	Fraksi	Massa	Aliran 36	Fraksi	Massa
H ₂ O	0.421159	2770.0831	H ₂ O	0.421159	2770.0831
Asam Laktat	0.421159	2770.0831	Asam Laktat	0.421159	2770.0831
Aliran 35			karbon aktif	0.157682	1037.1191
karbon aktif	0.157682	1037.1191			
Total	1.000000	6577.2854	Total	1.000000	6577.2854

17. Filter Press (H-333)



Masuk = Keluar

M₃₆ = M₃₇ + M₃₈

Keterangan :

M₃₆ : Massa Larutan dari bleaching tank

M₃₇ : Massa Cake keluar

M₃₈ : Massa Larutan Keluar dari Bleaching Tank

Efisiensi filtrat filter Press = 95% (Twinfilter, 2012)

Aliran 38

H₂O = 95% x 2770.0831 = 2631.5790 kg

asam laktat = 95% x 2770.083 = 2631.5790 kg

Aliran 37

karbon aktif = 1037.1191 kg

H₂O = 2770.0831 - 2631.5790 = 138.5042 kg

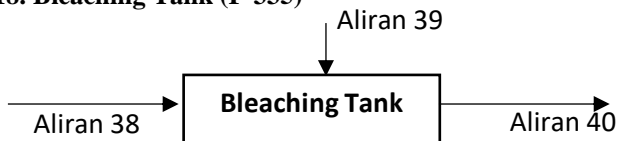
asam laktat = 2770.0831 - 2631.5790 = 138.5042 kg

Tabel A.22 Neraca Massa Pada Filter Press (H-333)

Masuk			Keluar		
Aliran 36	Fraksi	Massa	Aliran 37	Fraksi	Massa
H ₂ O	0.421159	2770.083	H ₂ O	0.021058	138.504
Asam Laktat	0.421159	2770.083	Asam Laktat	0.021058	138.504
karbon aktif	0.157682	1037.119	karbon aktif	0.157682	1037.119

			Aliran 38		
			H2O	0.400101	2631.579
			Asam Laktat	0.400101	2631.579
Total	1.000000	6577.285	Total	1.000000	6577.285

18. Bleaching Tank (F-335)



Carbon Aktif = 18.72% dari Feed

(Bernardo, 2016).

Masuk = Keluar

$M_{38} + M_{39} = M_{40}$

Keterangan :

M_{38} : Massa Larutan dari Bleaching Tank

M_{39} : Massa Karbon Aktif Masuk

M_{40} : Massa Larutan Keluar dari Bleaching Tank

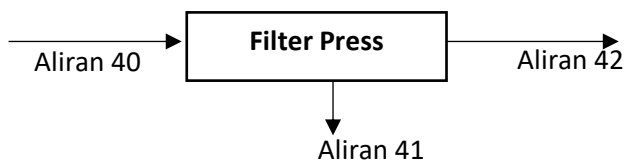
Aliran 39

karbon aktif = 18.72% x 5263.1579 = 985.2632 kg

Tabel A.23 Neraca Massa Bleaching Tank (F-335)

Masuk			Keluar		
Aliran 38	Fraksi	Massa	Aliran 40	Fraksi	Massa
H2O	0.421159	2631.5790	H2O	0.421159	2631.5790
Asam Laktat	0.421159	2631.5790	Asam Laktat	0.421159	2631.5790
Aliran 39			karbon aktif	0.157682	985.2632
karbon aktif	0.157682	985.2632			
Total	1.000000	6248.4211	Total	1.000000	6248.4211

19. Filter Press (H-336)



Masuk = Keluar

M40 = M41 + M42

Keterangan :

M40 : Massa Larutan dari bleaching tank

M41 : Massa Cake keluar

M42 : Massa Larutan Keluar dari Bleaching Tank

Efisiensi filtrat filter Press = 95% (Twinfilter, 2012)

Aliran 42

H₂O = 95% x 2631.5790 = 2500.0000 kg

asam laktat = 95% x 2631.5790 = 2500.0000 kg

Aliran 41

karbon aktif = 985.2632 kg

H₂O = 2631.5790 - 2500.0000 = 131.5789 kg

asam laktat = 2631.5790 - 2500.0000 = 131.5789 kg

Tabel A.24 Neraca Massa Pada Filter Press (H-336)

Masuk			Keluar		
Aliran 40	Fraksi	Massa	Aliran 41	Fraksi	Massa
H ₂ O	0.421159	2631.579	H ₂ O	0.021058	131.579
Asam Laktat	0.421159	2631.579	Asam Laktat	0.021058	131.579
karbon aktif	0.157682	985.263	karbon aktif	0.157682	985.263
			Aliran 42		
			H ₂ O	0.400101	2500.000
			Asam Laktat	0.400101	2500.000
Total	1.000000	6248.421	Total	1.000000	6248.421

20. Tangki Penyimpanan (F-338)



Tabel A.25 Neraca Massa Pada Tangki Penyimpanan (F-338)

Masuk			Keluar		
Aliran 42	Fraksi	Massa	Aliran 42	Fraksi	Massa
H ₂ O	0.500000	2500.000	H ₂ O	0.500000	2500.000

Asam Laktat	0.500000	2500.000	Asam Laktat	0.500000	2500.000
Total	1.000000	5000.000	Total	1.000000	5000.000

APPENDIKS B

NERACA PANAS

Kapasitas Pabrik = 1500 ton/tahun
 = 5.00 ton/hari
 Operasi = 300 hari
 Satuan panas = 1 kJ/jam
 Basis Waktu = 1 hari
 Basis Bahan Baku = 15945.955 ton/hari
 Berikut adalah data heat capacity:

1. Sukrosa ($C_{12}H_{22}O_{11}$)
 C_p = 424.30 (J/mol.K)
 = 0.424 (kJ/mol.K) (*Putnam and Boerio-Goates, 1993*)
2. Glukosa ($C_6H_{12}O_6$)
 C_p = 218.90 (J/mol.K)
 = 0.219 (kJ/mol.K) (*Boerio-Goates, 1991*)
3. Water (H_2O)

Suhu	<i>Heat Capacity</i> (kJ/mol.K)
(25°C)	0.075
(30-90°C)	0.075
(100°C)	0.076

(*Chase, 1998*)

4. Abu
 C_p = 0.070 (kJ/mol.K) (*engineeringtoolbox.com*)
5. Asam Laktat ($C_3H_6O_3$)
 C_p = 0.190 (kJ/mol.K) (*Electronic journal, 2004*)
6. Karbon aktif
 C_p = 0.021 (kJ/mol.K) (*Chase, 1998*)
7. Malt sprout
 C_p = 210.782 (kJ/mol.K) (*engineeringtoolbox.com*)
8. Biomass
 C_p = 0.00071 (kJ/mol.K) (*Electronic journal, 2004*)

Tabel B.1Data Komponen Zat Berdasarkan Hukum Kopp's

Unsur Atom	ΔE (J/mol.K)
C	10.89
H	7.56
O	13.42
N	18.74
Na	26.19
K	28.78
Ca	28.25
Mg	22.69
P	26.63
S	12.36

(Perry, 1997)

Berikut adalah data C_p menggunakan metode modifikasi Hukum Kopp's (Perry, ed.8)

1. Nitrogen (N_2)

Komponen	n	ΔE	Total	Satuan
N	2	18.74	37.48	J/mol.K
			0.037	kJ/mol.K

2. $Ca(OH)_2$

Komponen	n	ΔE	Total	Satuan
Ca	1	28.25	28.25	J/mol.K
O	2	13.42	26.84	J/mol.K
H	2	7.56	15.12	J/mol.K
			70.21	J/mol.K
			0.070	kJ/mol.K

3. $(NH_4)_2HPO_4$

Komponen	n	ΔE	Total	Satuan
N	2	18.74	37.48	J/mol.K
H	9	7.56	68.04	J/mol.K
P	1	26.63	26.63	J/mol.K

O	4	13.42	53.68	J/mol.K
			185.83	J/mol.K
			0.186	kJ/mol.K

4. $(C_3H_5O_3)_2Ca$

Komponen	n	ΔE	Total	Satuan
Ca	1	28.25	28.25	J/mol.K
C	6	10.89	65.34	J/mol.K
H	10	7.56	75.6	J/mol.K
O	6	13.42	80.52	J/mol.K
			249.71	J/mol.K
			0.0250	kJ/mol.K

1. **Hydrolysis Tank (R-110)**

Fungsi : untuk memecah rantai sucrose menjadi glukosa dan fruktosa

Suhu bahan masuk = 30°C

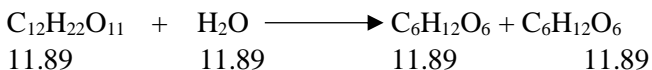
Entalphy aliran 1

Komponen	n	Cp	H = n Cp ΔT
Air	194895.000	0.075	73085.625
Sukrosa	13975.565	0.424	29649.161
Glukosa	10630.639	0.219	11650.649
Fruktosa	11516.522	0.219	12621.533
Abu	34169.893	0.070	11959.463
Impurities	96814.714	0.037	18206.464
			157172.894

Entalphy aliran WP

Komponen	n	Cp	H = n Cp ΔT
Air	1530873.833	0.076	6990888.447

Reaksi



$\Delta H_{25^\circ} = \text{Produk} - \text{Reaktan}$ (Himmeblau, 1996)

Komponen	mol	ΔH_f	$H = n \cdot cp \cdot \Delta T$
$C_{12}H_{22}O_{11}$	11890	-2221.2	-26408957
H_2O	11890	-285.84	-3398495
$C_6H_{12}O_6$	11890	-1271	-15111555
$C_6H_{12}O_6$	11890	-1271	-15111555
Total			-415657

$\Delta H = 80 - 25$

Komponen	mol	cp	ΔT	$H = n \cdot cp \cdot \Delta T$
$C_{12}H_{22}O_{11}$	11890	0.424	55	277263
H_2O	11890	0.075	55	49044
$C_6H_{12}O_6$	11890	0.219	55	143209
$C_6H_{12}O_6$	11890	0.219	55	143209
Total				-39889

Entalphy Bahan setelah hidrolisis

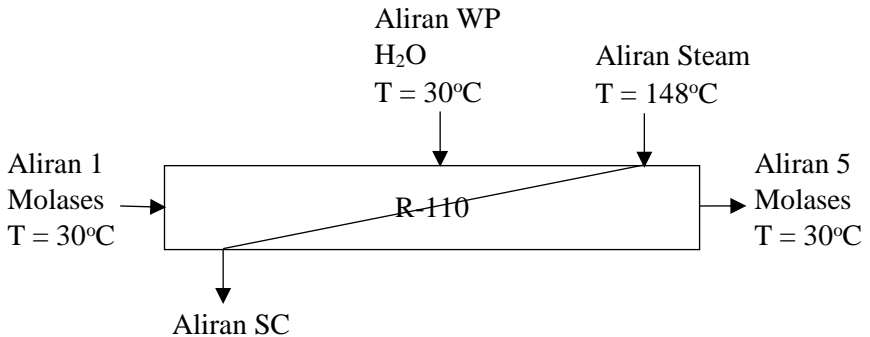
Komponen	n	Cp	$H = n \cdot Cp \cdot \Delta T$
Air	2358866.778	0.075	9730325.458
Sukrosa	2096.335	0.424	48921.113
Monosakarida	45926.217	0.219	553661.209
Abu	34169.893	0.070	131554.088
Impurities	96814.714	0.037	197017.944
			10661479.811

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ Bahan Masuk} &= \Delta H \text{ Bahan Keluar} \\
 H \text{ feed} + Q &= \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ reaksi} \\
 7148061.342 + Q &= 10661479.811 - 455546 \\
 Q_{\text{supply}} &= 3057872.277
 \end{aligned}$$

Steam yang digunakan betekanan 4.5 atm Dari data steam tabel dapat diketahui :

$$\lambda = 2120.45 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah steam yang dibutuhkan} &= \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda} \\ &= 1442.086 \text{ kg}\end{aligned}$$



Masuk		Keluar	
Aliran 1		Aliran 3	
Air	73085.625	Air	9730325.458
Sukrosa	29649.161	Sukrosa	48921.113
Glukosa	11650.649	Monosakarida	553661.209
Fruktosa	12621.533	Abu	131554.088
Abu	11959.463	Impurities	197017.944
Impurities	18206.464		
Aliran 2			
Air	6990888.447		
Aliran Steam			
Qsteam	3057872.277		
Total	10661479.811	Total	10661479.811

2. Culture Tank (R-120)

Fungsi : Pengembangbiakan mikroorganisme sebelum masuk menuju fermentor

Suhu bahan masuk = 80°C

Entalphy bahan pada Aliran 3

Komponen	n	Cp	ΔT	H = n Cp ΔT
Air	2358866.778	0.075	55	9730325.458

Sukrosa	2096.335	0.424	55	48921.113
Monosakarida	45926.217	0.219	55	553661.209
Abu	34169.893	0.070	55	131554.088
Impurities	96814.714	0.037	55	197017.944
Total				1068340.603

Entalphy bahan pada Aliran 4

Komponen	n	Cp	ΔT	H = n Cp ΔT
Malt sprout	2358866.778	0.075	5	7.170

Entalphy bahan pada Aliran 5

Komponen	n	Cp	ΔT	H = n Cp ΔT
(NH ₄) ₂ HPO ₄	2358866.778	0.075	5	14.556

Entalphy bahan setelah persiapan media perkembangbiakan

Komponen	n	Cp	ΔT	H = n Cp ΔT
Air	2358866.778	0.075	5	88457.504
Sukrosa	2096.335	0.424	5	444.737
Monosakarida	45926.217	0.219	5	258520.005
Abu	34169.893	0.070	5	73.372
Impurities	96814.714	0.037	5	43639.035
Malt Sprout	19.199	0.075	5	7.170
(NH ₄) ₂ HPO ₄	15.713	0.186	5	14.556
Total				9730325.458

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ Bahan Masuk} &= \Delta H \text{ Bahan Keluar} \\
 H \text{ feed} + Q &= \Delta H \text{ produk} \\
 1068340.603 + Q &= 9730325.458 \\
 Q &= -971218.730
 \end{aligned}$$

Maka didapat

$$Q_{\text{loss}} = 195567.33 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{serap}} = 3751779.21 \text{ kJ}$$

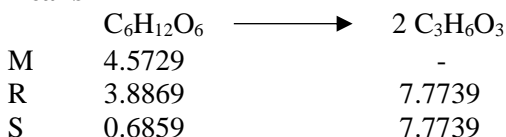
$$\Delta H \text{ air masuk} = m \cdot c_p \cdot \Delta T = 0.38 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ air keluar} &= m \cdot c_p \cdot \Delta T = 2.28 \text{ m} \\
 Q \text{ air} &= \Delta H \text{ air keluar} - \Delta H \text{ air masuk} \\
 637452.98 &= 2.28 \text{ m} - 0.38 \text{ m} \\
 m &= 484335 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Entalphy bahan pada Aliran 6

Komponen	n	Cp	ΔT	$H = n \cdot C_p \cdot \Delta T$
Biomass	2358866.778	0.075	5	9730325.458

Reaksi I



$\Delta H 25^\circ = \text{Produk} - \text{Reaktan}$ (Himmeblau, 1996)

Komponen	mol	ΔH_f	$H = n \cdot c_p \cdot \Delta T$
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	3887	-1271	-4940250
$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$	7774	-694.080	-5395709
Total			-455459

$\Delta H = 30 - 25$

Komponen	mol	cp	ΔT	$H = n \cdot c_p \cdot \Delta T$
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	3887	0.219	5	1457.588
$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$	7774	0.190	5	7385.205
Total				5927.618

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H (30-25) + \Delta H 25^\circ\text{C} \\
 &= 5927.618 - 455459 \\
 &= -449530.995
 \end{aligned}$$

Entalphy Produk (setelah biomass tumbuh)

Komponen	mol	cp	ΔT	$H = n \cdot c_p \cdot \Delta T$
Air	235886.678	0.075	5	88457.504
Sukrosa	209.634	0.424	5	444.739
Monosakarida	4572.867	0.219	5	5011.633

Abu	3986.500	0.070	5	1395.275
Impurities	9681.464	0.037	5	1791.071
Biomass	60.258	0.00071	5	0.214
Total				97100.436

Entalphy bahan pada Aliran 7

Komponen	mol	cp	ΔT	$H = n.cp.\Delta T$
Ca(OH) ₂	16683.815	0.070	5	6167.144

Reaksi II

	$2C_3H_6O_3 + Ca(OH)_2 \longrightarrow (C_3H_5O_3)_2Ca + 2H_2O$			
M	7.774	4.077	-	-
R	7.746	3.873	3.873	7.746
S	0.028	0.204	3.873	7.746

$\Delta H_{25^\circ} = \text{Produk} - \text{Reaktan}$ (Himmeblau, 1996)

Komponen	mol	ΔH_f (kJ/mol)	$H = n.cp.\Delta T$
C ₃ H ₆ O ₃	7746	-694.080	-5376156
Ca(OH) ₂	3873	-1002.820	-3820969
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	3873	-1388.160	-7959280
H ₂ O	7746	-285.840	-2214039
Total			-976194

$\Delta H = 30 - 25$

Komponen	mol	cp	ΔT	$H = n.cp.\Delta T$
C ₃ H ₆ O ₃	7777	0.190	5	7358.444
Ca(OH) ₂	3889	0.070	5	1355.503
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	3889	0.250	5	4835.466
H ₂ O	7777	0.075	5	2904.649
Total				-973.832

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{reaksi}} &= \Delta H_{(30-25)} + \Delta H_{25^\circ C} \\
 &= -973.832 - 976194 \\
 &= -977168.184
 \end{aligned}$$

Entalphy Produk

Komponen	mol	cp	ΔT	$H = n.cp.\Delta T$
Air	244465.444	0.075	5	91674.542
Sukrosa	209.634	0.424	5	444.739
Monosakarida	685.928	0.219	5	751.743
Abu	3986.500	0.070	5	1395.275
Impurities	9681.464	0.037	5	1791.071
Biomass	60.258	0.00071	5	0.214
$Ca(OH)_2$	1.228	0.070	5	0.430
$(C_3H_5O_3)_2Ca$	3868.999	0.250	5	4830.639
$C_3H_6O_3$	28.042	0.190	5	26.640
Total				100915.291

Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ Bahan Masuk} &= \Delta H \text{ Bahan Masuk} \\
 H \text{ feed} + Q &= \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaksi} \\
 103310.743 + Q &= 100915.291 - 1426699.178 \\
 \Delta Q &= 1429094.630
 \end{aligned}$$

Maka didapat

$$Q_{\text{loss}} = 71454.7315 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{serap}} = 1357639.898 \text{ kJ}$$

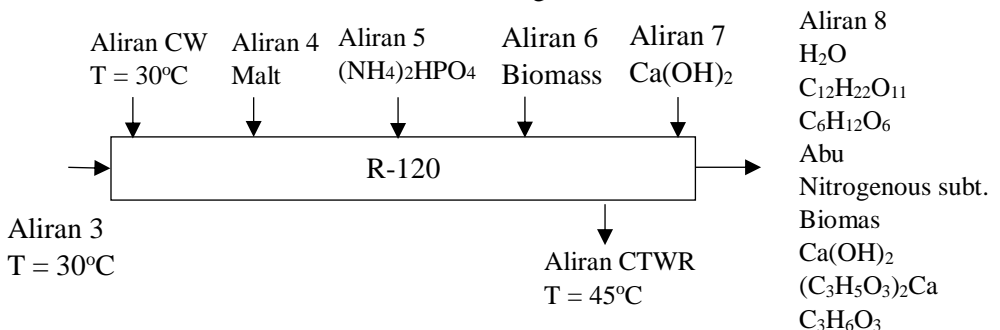
$$\Delta H \text{ air masuk} = m.cp.\Delta T = 0.38 \text{ m}$$

$$\Delta H \text{ air keluar} = m.cp.\Delta T = 1.5 \text{ m}$$

$$Q \text{ air} = \Delta H \text{ air keluar} - \Delta H \text{ air masuk}$$

$$1357639.90 = 1.5 \text{ m} - 0.38 \text{ m}$$

$$m = 1206791 \text{ kg}$$



Masuk		Keluar	
Aliran 2		Aliran 8	
Air	88457.504	Air	91674.542
Sukrosa	444.737	Sukrosa	444.739
Monosakarida	258520.005	Monosakarida	751.743
Abu	73.372	Abu	1395.275
Impurities	43639.035	Impurities	1791.071
Malt Sprout	7.170	Biomass	0.214
(NH ₄) ₂ HPO ₄	14.556	Ca(OH) ₂	0.430
Aliran 4		(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	4830.639
Malt sprout	7.170	C ₃ H ₆ O ₃	26.640
Aliran 5		Aliran CW	
(NH ₄) ₂ HPO ₄	14.612	Q _{serap}	1357639.90
Aliran 6		Q _{loss}	71454.731
Biomass	0.00340		
Aliran 7			
Ca(OH) ₂ (I)	6167.14		
Total	103310.739	Total	103310.739

3. Fermentor (R-220)

Fungsi : sebagai tangki fermentasi glukosa menjadi ca-laktat

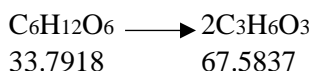
Suhu bahan masuk 45°C

Masuk

Komponen	n	Cp	$\Delta H = n \text{ Cp } \Delta T$
Aliran <9>			
Air	2122980.111	0.219	796117.542
Sukrosa	1886.701	0.424	4002.635
Monosakarida	41333.594	0.075	45299.553
Abu	35878.41667	0.070	12557.446
Impurities	87133.250	0.037	16119.651
			874096.827
Aliran <8>			
Air	244465.444	0.219	91674.542
Sukrosa	209.634	0.424	444.739

Monosakarida	685.928	0.075	751.743
Abu	3986.500	0.070	1395.275
Impurities	9681.464	0.037	1791.071
Biomass	60.258	0.00071	0.214
Ca(OH) ₂	1.228	0.070	0.430
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	3868.999	0.250	4830.639
C ₃ H ₆ O ₃	28.042	0.190	26.640
			100915.291
Aliran <10>			
(NH ₄) ₂ HPO ₄	143.185	0.186	133.162
Total Hmasuk			975145.280

Reaksi I



Komponen	mol	ΔH_f (kJ/mol)	$H = n \cdot cp \cdot \Delta T$
C ₆ H ₁₂ O ₆	33792	-1271	-42949378
C ₃ H ₆ O ₃	67584	-694.080	-46908494
Total			-3959117

$$\Delta H = t_2 - 25$$

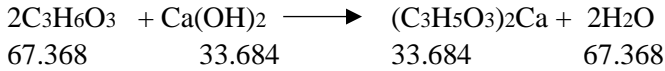
Komponen	mol	Cp	$H = n \cdot cp \cdot \Delta T$	ΔT
C ₆ H ₁₂ O ₆	33792	0.219	37034.123	5
C ₃ H ₆ O ₃	67584	0.190	64204.515	5
			101238.638	5

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{reaksi}} &= \Delta H (t_2 - 25) + \Delta H 25^\circ\text{C} \\ &= -3857878.058 \end{aligned}$$

Aliran 11 (enthalpy larutan Ca(OH)₂ 0.06%)

Komponen	mol	cp	ΔT	$H = n \cdot cp \cdot \Delta T$
Ca(OH) ₂ (l)	143085.598	0.075	5	53635.637

Reaksi II



Komponen	mol	ΔH_f (kJ/mol)	$H = n \cdot cp \cdot \Delta T$
$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$	67368	-694.08	-46758594
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	33684	-986.60	-33232501
$(\text{C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca}$	33684	-2055.14	-69225058
H_2O	67368	-285.84	-19256392
Total			-8490355

$$\Delta H = t_2 - 25$$

Komponen	mol	cp	ΔT	$H = n \cdot cp \cdot \Delta T$
$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$	67368	0.190	20	63999.344
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	33684	0.088	20	11789.353
$(\text{C}_3\text{H}_5\text{O}_3)_2\text{Ca}$	33684	0.250	20	42055.990
H_2O	67368	0.075	20	25262.899
Total			20	-8469.808

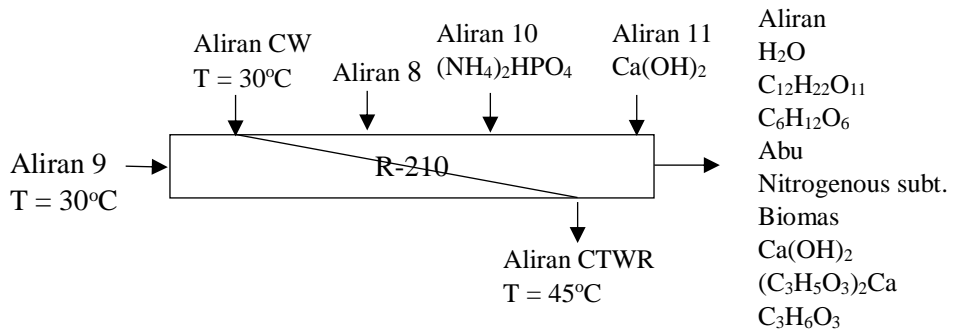
$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{reaksi}} &= \Delta H (t_2 - 25) + \Delta H 25^\circ\text{C} \\ &= -8498824.820 \end{aligned}$$

Neraca Panas

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{Bahan Masuk}} &= \Delta H_{\text{Bahan Masuk}} \\ H_{\text{feed}} + Q &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaksi}} \\ 1028780.917 + Q &= 5820785.804 - 12356702.878 \\ \Delta Q &= 7564697.991 \end{aligned}$$

Maka didapat

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 378234.9 \text{ kJ} \\ Q_{\text{serap}} &= 7186463.091 \text{ kJ} \\ \Delta H_{\text{air masuk}} &= m \cdot cp \cdot \Delta T = 0.38 \text{ m} \\ \Delta H_{\text{air keluar}} &= m \cdot cp \cdot \Delta T = 1.5 \text{ m} \\ Q_{\text{air}} &= \Delta H_{\text{air keluar}} - \Delta H_{\text{air masuk}} \\ 7186463.091 &= 1.5 \text{ m} - 0.38 \text{ m} \\ m &= 2395487.70 \text{ kg} \end{aligned}$$



Masuk		Keluar	
Aliran 8		Aliran 12	
Air	91674.542	Air	720089.833
Sukrosa	444.739	Sukrosa	5022535.746
Monosakarida	751.743	Monosakarida	6535.436
Abu	1395.275	Abu	13914.283
Impurities	1791.071	Impurities	10620.434
Biomass	0.214	Biomass	10.507
Ca(OH) ₂	0.430	Ca(OH) ₂	3.717
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	4830.639	(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	46844.169
C ₃ H ₆ O ₃	26.640	C ₃ H ₆ O ₃	231.679
Aliran 9		Aliran CW	
Air	796117.542	Q _{serap}	7186463.091
Sukrosa	4002.635	Q _{loss}	378234.9
Monosakarida	45299.553		
Abu	12557.446		
Impurities	16119.651		
Aliran 10			
(NH ₄) ₂ HPO ₄	133.162		
Aliran 11			
Ca(OH) _{2 (l)}	53635.637		
Total	1028780.917	Total	1028780.917

4. Heater (E-232)

Fungsi : Memanaskan air untuk *rotary vacuum filter*

Suhu bahan masuk 35°C

Masuk

Komponen	n	Cp	$\Delta H = n C_p \Delta T$
H ₂ O	65496.444	0.075	24561.167

Keluar

Komponen	n	Cp	$\Delta H = n C_p \Delta T$
H ₂ O	65496.444	0.075	174220.542

Neraca Panas

ΔH Bahan Masuk = ΔH Bahan Keluar

H feed + Q = ΔH produk

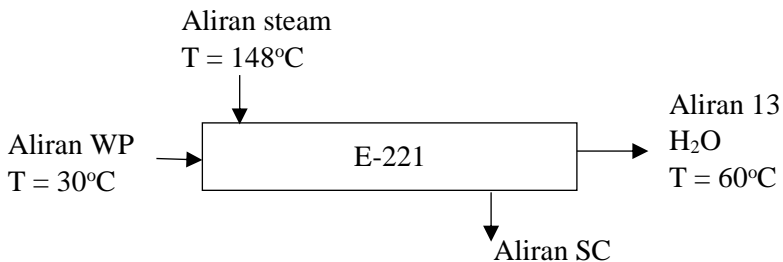
24561.167 = 174220.542

Q = 149659.38

Steam yang digunakan betekanan 4 atm, dari data steam tabel dapat diketahui :

λ = 2120 kJ/kg

$$\begin{aligned}\text{Jumlah steam yang dibutuhkan} &= \frac{Q \text{ steam}}{\lambda} \\ &= 70.597 \text{ kg}\end{aligned}$$



Masuk		Keluar	
Aliran dari WP		Aliran 14	
H ₂ O	63697.542	H ₂ O	451827.896
Aliran Steam			
Q _{steam}	388130.354		
Total	451827.896	Total	451827.896

5. Rotary Vacuum Filter (H-233)

Fungsi : untuk memisahkan cake (padatan) yang masih terdapat pada ca-laktat

Entalphy bahan masuk

Komponen	n	Cp	$\Delta H = n \text{ Cp } \Delta T$
Aliran <13>			
Air	2442057.778	0.219	915771.667
Sukrosa	2096.335	0.424	4447.374
Monosakarida	5963.261	0.075	6535.436
Abu	39864.875	0.070	13952.706
Impurities	96814.714	0.037	17910.722
Biomass	2959.687	0.00071	10.507
Ca(OH) ₂	10.621	0.070	3.717
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	37518.857	0.250	46844.169
C ₃ H ₆ O ₃	243.872	0.190	231.679
			1005707.977
Aliran <14>			
H ₂ O	65496.444	0.075	174220.542
Total H_{masuk}			1179928.519

Entalphy Bahan Keluar

Komponen	n	Cp	$\Delta H = n \text{ Cp } \Delta T$
Aliran <15>			
Air	189062.500	0.075	303154.834
C ₃ H ₆ O ₃	2.442	0.190	9.921
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	375.190	0.250	2003.020
Cake	63700.377	0.296	403117.406

			708285.180
Aliran <SW>			
H ₂ O	169860.111	0.075	272364.502
C ₃ H ₆ O ₃	241.430	0.190	980.714
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	37143.67152	0.250	198298.122
Total H_{keluar}			1179928.519

Neraca Panas

Neraca Panas

ΔH Bahan Masuk

= ΔH Bahan Keluar

1179928.519

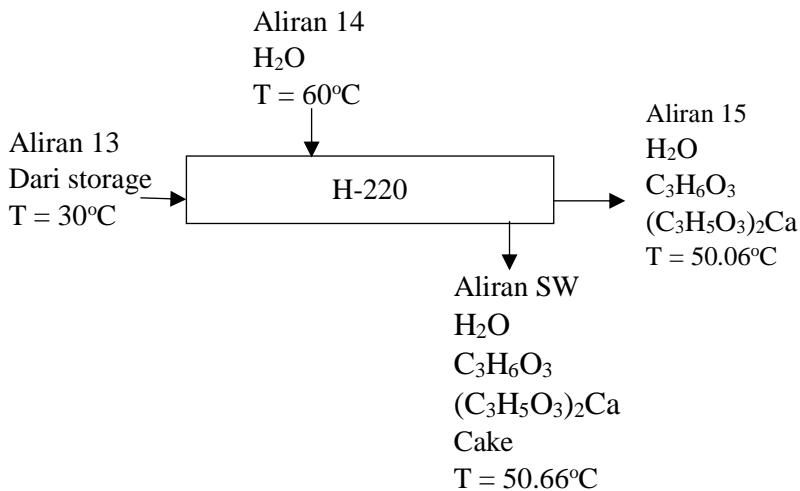
= 55189.678 ($t_2 - 25$)

1179928.519

= 55189.678 $t_2 - 1379741.952$

t_2

= 46.36°C



Masuk		Keluar	
Aliran 13		Aliran 15	
Air	915771.667	Air	173022.514
Sukrosa	4447.374	C ₃ H ₆ O ₃	11.905
Monosakarida	6535.436	(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	2403.735
Abu	13952.706	Cake	438492.040

Impurities	17910.722	Aliran SW	
Biomass	10.507	Air	326852.601
Ca(OH) ₂	3.717	(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	1176.912
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	46844.169	C ₃ H ₆ O ₃	237968.812
C ₃ H ₆ O ₃	231.679		
Aliran 14			
Air	796117.542		
Total	1179928.519	Total	1179928.519

6. Bleaching Tank (R-238)

Fungsi : Memurnikan warna dari ca-laktat

Suhu bahan masuk = 50.06°C

Masuk

Komponen	n	Cp	$\Delta H = n C_p \Delta T$
Aliran <15>			
H ₂ O	2417637.222	0.075	4652128.205
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	241.430	0.250	1176.912
C ₃ H ₆ O ₃	37143.670	0.190	237968.800
			4891273.917
Aliran <16>			
Karbon Ak,	804919.657	0.088	42982.710
Total H_{masuk}			4934256.627

Keluar

Komponen	n	Cp	$\Delta H = n C_p \Delta T$	ΔT
Aliran <17>				
H ₂ O	2417637.222	0.075	9972753.542	55
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	241.430	0.250	2522.942	55
C ₃ H ₆ O ₃	37143.670	0.190	510133.017	55
Karbon Ak,	804919.657	0.088	472809.807	55
Total H_{produk}			10958219.307	

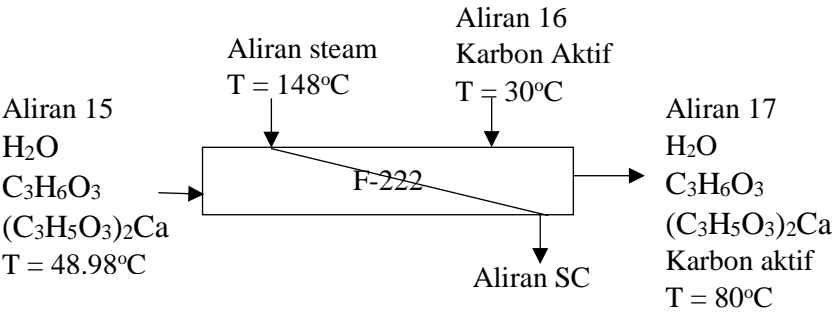
Neraca Panas

ΔH Bahan Masuk = ΔH Bahan Keluar

$$\begin{aligned}
 H_{\text{feed}} + Q &= \Delta H_{\text{produk}} \\
 4934256.627 &= 10958219.307 \\
 Q &= -6023962.680 \\
 Q_{\text{supply}} &= 6023962.680
 \end{aligned}$$

Steam yang digunakan betekanan 4 atm, dari data steam tabel dapat diketahui :
 $\lambda = 2120 \text{ kJ/kg}$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah steam yang dibutuhkan} &= \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda} \\
 &= 2840.889 \text{ kg}
 \end{aligned}$$



Masuk		Keluar	
Aliran 15		Aliran 17	
H ₂ O	4652128.205	H ₂ O	9972753.542
C ₃ H ₆ O ₃	1176.912	C ₃ H ₆ O ₃	2522.942
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	237968.800	(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	510133.017
Aliran 16		Karbon aktif	452208.131
Karbon aktif	42982.710		
Aliran Steam			
Q _{steam}	6023962.680		
Total	10958219.307	Total	10958219.307

7. Evaporator (V-240)

Fungsi : memekatkan ca-laktat

Suhu bahan masuk 54.9°C

Steam yang digunakan bertekanan 4 atm. Dari data steam tabel dapat diketahui:

T : 148 °C

Hl : 623.57 kJ/kg

Hv: 2744.02 kJ/kg

λ : 2120.45 kJ/kg

Tekanan dalam evaporator 0.57 atm vacuum = 57.75

Sehingga Ts = 84.56 °C

$$\begin{aligned}F &= L + V \\49062.474 &= L + V \\F \cdot XF &= L \cdot XL + V \cdot YV \\7700.217 &= L \cdot 0,37 + V \cdot 0 \\L &= \frac{7700.217}{0.37} \\&= 20811.397 \\V &= 49062.474 - 20811.397 \\&= 28251.076\end{aligned}$$

Air yang diuapkan = 28251.076 kg

Aliran 19 (dari Storage tank) $\Delta T = 30 - 25 = 5$

Komponen	mol	Cp	$\Delta H = n \text{ cp } T$
H ₂ O	2296755.333	0.076	861283.250
C ₃ H ₆ O ₃	229.363	0.250	217.895
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	35286.486	0.190	44056.942
			905558.087

Aliran 21 ($\Delta T = 84.56 - 25 = 59.6$)

Komponen	mol	cp (kJ/mol K)	$\Delta H = n \text{ cp } T$
H ₂ O	727251.111	0.076	3291724.705
C ₃ H ₆ O ₃	229.363	0.190	2595.387
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	35286.486	0.250	524771.050

Aliran <21>			
H ₂ O	1569504.222	0.076	7103977.903
			3819091.142

$$Q_{\text{steam}} = m \times \lambda$$

$$= 2120.45 \text{ m}$$

$$H_{\text{uap air keluar}} = m_{\text{uap air}} \times \lambda$$

$$= 28251.076 \times 2120.45$$

$$= 59904994.45$$

$$\text{Menentukan } Q_{\text{loss}} = 5\% \times Q_s$$

$$= 106.023 \text{ m}$$

Neraca Panas

$$H_{\text{bahan masuk}} + Q_{\text{steam}} = H_{\text{bahan keluar}} + Q_{\text{loss}} + H_{\text{uap air keluar}}$$

$$905558.087 + 2120.45 \text{ m} = 3819091.142 + 106.023 \text{ m} +$$

$$41173235.67$$

$$2014.4 \text{ m} = 44270807.473$$

$$\text{m} = 31184.308$$

Jadi

$$Q_{\text{steam}} = 66124765.79 \text{ kJ/kg}$$

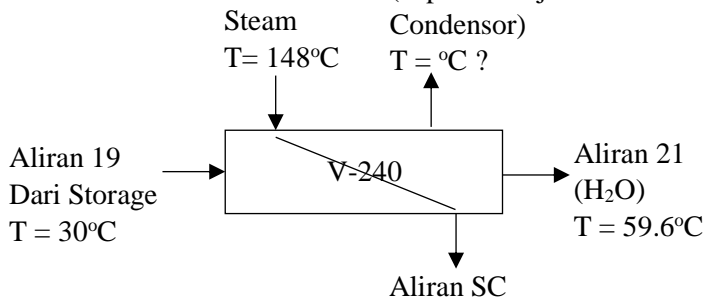
$$Q_{\text{loss}} = 3306238.29 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Jumlah steam yang dibutuhkan} = \frac{Q_{\text{steam}}}{H_v - H_l}$$

$$= 31184.308 \text{ kg/jam}$$

Aliran 20

(vapor menuju Barometric
Condensor)



Masuk		Keluar	
Aliran 19		Aliran 21	
H ₂ O	7549018.693	H ₂ O	3291724.705
C ₃ H ₆ O ₃	2396.841	C ₃ H ₆ O ₃	2595.387
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	484626.365	(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	524771.050
Aliran Steam		Aliran 20	
Q _{steam}	66124765.79	H ₂ O _(vapor)	59904994.45
		Q _{loss}	3306238.29
Total	49718144.159	Total	49718144.159

8. Barometric Kondensor

Fungsi : mengkondensasikan uap air dari evaporator

Suhu bahan masuk 84.5°C

Steam yang masuk kondensor bersuhu 84.5 °C. Dari data steam tabel dapat diketahui :

λ : 2295 kJ/kg

Massa steam masuk = 28251.076 kg

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ latent} &= m \times \lambda \\ &= 28251.076 \times 2295 \\ &= 64836219.792 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ sensible} &= m \text{ cp } \Delta T \\ &= 28251.076 \times 0.075 \times (84.5 - 30)^\circ\text{C} \\ &= 117015.957 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ vapour} &= \Delta H \text{ latent} + \Delta H \text{ sensible} \\ &= 64836219.792 + 117015.957 \\ &= 64953235.750 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Untuk menghitung suhu keluar digunakan persamaan

$t_v - t_2 = (0.1 + 0.02a)(t_v - t_1)$

Dimana :

w = Air pendingin/lb air terkondensasi (lb)

t_v = Suhu uap air masuk (°F)

t₂ = Suhu air pendingin keluar (°F)

t_1 = Suhu air pendingin masuk ($^{\circ}\text{F}$)

Dimana a adalah perbandingan udara dalam uap (% berat)

Dari tabel 41.10 Hugot, $a = 5.5 \text{ g}/100 \text{ g}$ uap terkondensasi = 55%

Maka :

$$t_v - t_2 = (0.1 + 0.02a) (t_v - t_1)$$

$$184.1 - t_2 = (0.1 + 0.02 \times 0.55) (184.1 - 86)$$

$$184.1 - t_2 = 0.111 \times 98$$

$$t_2 = 173^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 78.3^{\circ}\text{C}$$

Perhitungan air pendingin dapat dihitung dengan persamaan:

$$w = \frac{1115 + (0.3 t_v) - t_2}{t_2 - t_1}$$

(Hugot, equation 41.5)

$$w = \frac{1115 + (0.3 \times 184.1) - 173}{173 - 86}$$

$$= 11.432 \text{ lb air pendingin/lb uap terkondensasi}$$

$$= 5.179 \text{ kg air pendingin/kg uap terkondensasi}$$

Asumsi uap terkondensasi adalah 95% uap masuk, maka:

Uap yang terkondensasi = 95% x uap masuk

$$= 95\% \times 28251.076$$

$$= 26838.522 \text{ kg}$$

Air yang dibutuhkan = uap terkondensasi x w

$$= 26838.522 \times 5.179$$

$$= 138991.907 \text{ kg}$$

ΔH air pendingin = $m c_p \Delta T$

$$= 138991.907 \times 0.075 \times (30 - 25)$$

$$= 52121.965 \text{ kJ}$$

ΔH masuk total = 65005357.715 kJ

Steam yang menuju jet ejector bersuhu 80°C . Dari data steam tabel dapat diketahui :

$$\lambda : 2308$$

$$\begin{aligned}\text{Massa steam ke jet ejector} &= 95\% \times \text{steam masuk} \\ &= 95\% \times 28251.076 \\ &= 1412.554 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ laten} &= m \times \lambda \\ &= 1412.554 \times 2308 \\ &= 3260174.189 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ sensible} &= m \text{ cp } \Delta T \\ &= 1412.554 \times 0.075 \times (80-25) \\ &= 5904.475 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ vapour} &= \Delta H \text{ latent} + \Delta H \text{ sensibel} \\ &= 3260174.189 + 5904.475 \\ &= 3250267.886 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q \text{ loss} &= 5\% \times \Delta H \text{ masuk} \\ &= 5\% \times 65005357.715 \\ &= 3250267.886 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Aliran ke hot well (massa kondensat)

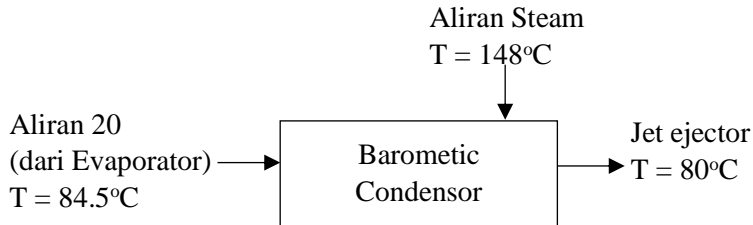
$$\begin{aligned}m_{\text{ kondensat}} &= m_{\text{ vapor masuk}} + m_{\text{ air pendingin}} - m_{\text{ ke jet ejector}} \\ &= 28251.076 + 138991.907 - 1412.554 \\ &= 165830.429 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ kondensat} &= m \text{ cp } \Delta T \\ &= 138991.907 + 0.075 \times (T-25) \\ &= 1042439.301 (T-25) \text{ kJ}\end{aligned}$$

Neraca panas barometric kondensor

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ masuk} &= \Delta H \text{ ke ejector} + Q \text{ loss} + \Delta H \text{ kondensor} \\ 65005357.715 &= 6516346.55 + 10424439.301 (T-25) \\ 58489011.16 &= 10424439.301 T \\ T &= 81.11^\circ\text{C}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga } \Delta H \text{ kondensat} &= 10424439.301 (82.354 - 25)^\circ\text{C} \\ &= 58491269.2 \text{ kJ}\end{aligned}$$



Masuk		Keluar	
H _{evap}	64953235.750	H _{jet ejector}	3266078.664
H _{CW}	52121.965	H _{kondensat}	58491269.202
		Q _{loss}	1718110.725
Total	65005357.715	Total	65005357.715

9. Jet Ejector

Fungsi : memvakumkan evaporator

Suhu bahan masuk 80°C

Aliran dari barometric kondensor

$\Delta H_{\text{jet ejector}} = 3266078.664 \text{ kJ}$

Aliran Steam masuk

Jumlah steam yang masuk dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$\text{Kebutuhan steam} = \frac{\text{Kebutuhan air barometric condensor}}{0.06}$$

(Ludwig, hal 208)

$$\begin{aligned} \text{Maka } m_{\text{steam}} &= \frac{138991.907}{0.06} \\ &= 231653.178 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{laten}} &= m \times \lambda \\ &= 231653.178 \times 2295 \\ &= 531644043.717 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{sensible}} &= m c_p \Delta T \\
 &= 231653.178 \times 0.075 \times (T-25) \\
 &= 1303049.127 \text{ kJ} \\
 Q_{\text{steam}} &= \Delta H_{\text{laten}} + \Delta H_{\text{sensible}} \\
 &= 532947092.843 \text{ kJ} \\
 H_{\text{total}} &= 536213171.507 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Aliran keluar jet ejector menuju hot well

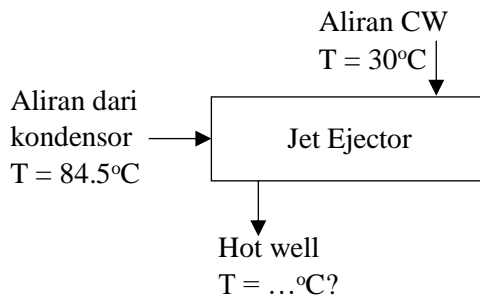
$$\begin{aligned}
 \text{Massa aliran menuju hot well} &= m_{\text{steam kondensor}} + \text{massa}_{\text{steam masuk}} \\
 &= 28251.076 + 231653.178 \\
 &= 259904.254 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{kondensat}} &= m c_p \Delta T \\
 &= 259904.254 \times 0.075 \times (T-25) \\
 &= 1949281.907 (T-25) \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 5\% \times \Delta H_{\text{masuk}} \\
 &= 5\% \times 536213171.507 \\
 &= 26810658.58 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Neraca panas barometric kondensor

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{masuk}} &= Q_{\text{loss}} + \Delta H_{\text{kondensat}} \\
 536213171.507 &= 26810658.58 + 1949281.907 (T-25) \\
 536213171.507 &= 1949281.907 T \\
 T &= 286.328 ^\circ\text{C} \\
 \text{Sehingga } \Delta H_{\text{kondensat}} &= 1949281.907 (T-25) \\
 &= 509402512.93 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$



Masuk		Keluar	
H _{evap}	3266078.664	H _{kondensat}	509402512.932

H_{CW}	532947092.843	Q_{loss}	26810658.58
Total	536213171.507	Total	536213171.507

10. Acidifier (R-310)

Fungsi: sebagai tangki pengasaman, yaitu membentuk Ca-laktat menjadi Asam laktat

Suhu bahan masuk 84.5°C

Komponen	n	Cp	ΔT	$\Delta H = n \text{ Cp } \Delta T$
Aliran 21				
H ₂ O	727251.111	0.076	59.5	3288629.524
C ₃ H ₆ O ₃	229.363	0.190	59.5	2592.946
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	35286.486	0.250	59.5	524277.613
				3815500.083
Aliran 22				
H ₂ SO ₄	35318.488	0.093	5	16334.801
Total Hmasuk				3831834.884

Reaksi I



M	35.322	35.322	-	-
R	16.248	16.248	32.496	16.248
S	19.074	19.074	32.496	16.248

$\Delta H_{25^\circ} = \text{Produk} - \text{Reaktan}$ (Himmeblau, 1996)

Komponen	mol	ΔH_f (kJ/mol)	$H = n \cdot cp \cdot \Delta T$
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	16248.200	-2055.140	-33392325.748
H ₂ SO ₄	16248.200	-1789.078	-29069297.160
C ₃ H ₆ O ₃	32496.300	-694.080	-22555031.904
CaSO ₄	16248.200	-1432.700	-23278796.140
Total			16627794.864

$\Delta T = t_2 - 25$

Komponen	mol	cp	$H = n \cdot cp \cdot \Delta T$
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	16248.200	0.250	4057.338

H ₂ SO ₄	16248.200	0.093	1502.959
C ₃ H ₆ O ₃	32496.300	0.190	6174.297
CaSO ₄	16248.200	0.094	1532.043
Total			2146.043

Neraca Panas

ΔH Bahan Masuk

3831834.884

– 25)

5624747.444

t_2

= ΔH Bahan Keluar

= 16627794.864 ($t_2 - 25$) + 2146.043 (t_2

= 71716.502 t_2

= 78.46°C

Aliran 22

H₂SO₄

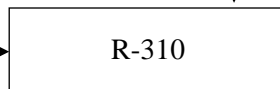
T = 30°C



Aliran 21

(dari evaporator) →

T = 84.5°C



R-310

Aliran 23

H₂O

C₃H₆O₃

(C₃H₅O₃)₂Ca

H₂SO₄

CaSO₄

T = 78.46°C

Masuk		Keluar	
Aliran 21		Aliran 23	
H ₂ O	3288629.524	H ₂ O	2954557.565
C ₃ H ₆ O ₃	2592.946	C ₃ H ₆ O ₃	332088.361
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	524277.613	(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	254350.478
Aliran 22		H ₂ SO ₄	94304.418
H ₂ SO ₄	16334.801	CaSO ₄	81815.699
		H _{RX}	114718.363
Total	3831834.884	Total	3831834.884

11. Heater (E-321)

Fungsi : untuk memanaskan rotary vacuum filter

Suhu bahan masuk 30°C

Entalphy bahan masuk *heater*

Komponen	mol	cp	ΔT	H = n.cp. ΔT
----------	-----	----	------------	----------------------

H ₂ O	78048.056	0.075	5	29268.021
------------------	-----------	-------	---	-----------

Aliran 24 (produk)

Komponen	mol	cp	ΔT	H = n.cp.ΔT
H ₂ O	78048.056	0.076	35	207607.828

Neraca Panas

ΔH Bahan Masuk = ΔH Bahan Masuk

H_{in} + Q = H_{out}

29268.021 + Q = 207607.828

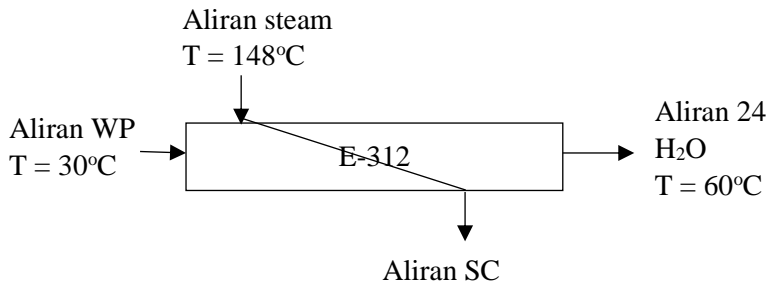
Q = -178339.807

Q_{steam} = 178339.807

Steam yang digunakan bertekanan 4 atm, dari data steam tabel dapat diketahui:

λ = 2120.45 kJ/kg

Jumlah steam yang dibutuhkan $= \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda}$
= 84.105 kg



Masuk		Keluar	
Aliran WP		Aliran 24	
H ₂ O	29268.021	H ₂ O	207607.828
Aliran Steam			
Q _{steam}	178339.807		
Total	207607.828	Total	207607.828

12. Rotary Vacuum Filter (H-320)

Fungsi : untuk memisahkan cake dengan filtrate

Suhu bahan masuk 78.46°C

Komponen	n	Cp	ΔT	ΔH = n Cp ΔT
Aliran <23>				
H ₂ O	727251.111	0.075	53.5	2915913.330
C ₃ H ₆ O ₃	32696.825	0.190	53.5	332114.731
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	19054.702	0.250	53.5	254370.675
H ₂ SO ₄	19054.485	0.093	53.5	94734.709
CaSO ₄	16231.453	0.0997	53.5	86513.027
				3683646.472
Aliran <24>				
H ₂ O	78048.056	0.076	35	207607.828
Total Hmasuk				3891254.300

Neraca Panas

Neraca Panas

ΔH Bahan Masuk

3891254.300

1323617.542

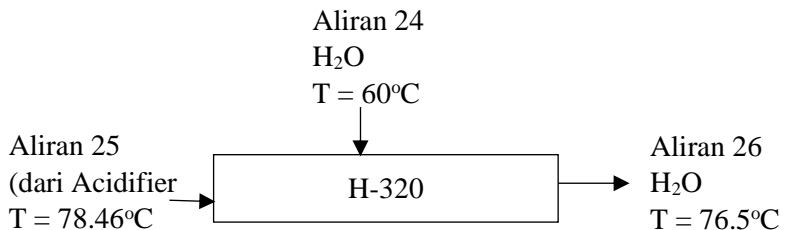
t₂

= ΔH Bahan Keluar

= 75563.626 (t₂ – 25)

= 75563.626 t₂ – 1889090.649

= 76.50°C



Masuk		Keluar	
Aliran 23		Aliran 26	
H ₂ O	2915913.330	H ₂ O	2817799.002
C ₃ H ₆ O ₃	332114.731	C ₃ H ₆ O ₃	316716.907
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	254370.675	Aliran 25 (Solid Waste)	

H ₂ SO ₄	94734.709	H ₂ SO ₄	91255.068
CaSO ₄	86513.027	CaSO ₄	83335.372
Aliran 24		(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	245027.547
H ₂ O	207607.828	H ₂ O	333921.276
		C ₃ H ₆ O ₃	3199.128
Total	3891254.300	Total	3891254.300

13. Bleaching Tank (F-323)

Fungsi : Memurnikan warna dari ca-laktat

Suhu bahan masuk = 50.06°C

Masuk

Komponen	n	Cp	ΔH = n Cp ΔT
Aliran <26>			
H ₂ O	719978.611	0.075	1915143.106
C ₃ H ₆ O ₃	32369.860	0.190	215259.570
			2130402.675
Aliran <27>			
Karbon Ak,	247430.855	0.088	52851.231
Total H_{masuk}			2183253.906

Keluar

Komponen	n	Cp	ΔH=nCpΔT	ΔT
Aliran <28>				
H ₂ O	719978.611	0.075	3009510.594	55
C ₃ H ₆ O ₃	32369.860	0.190	338265.038	55
Karbon Ak,	40106.505	0.088	8566.749	55
Total H_{produk}			3356342.382	

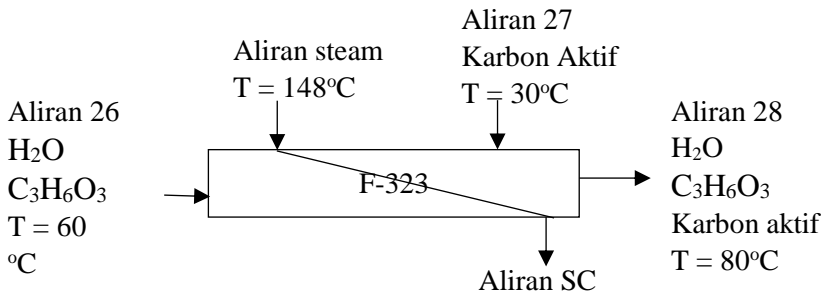
Neraca Panas

ΔH Bahan Masuk	= ΔH Bahan Keluar
H feed + Q	= ΔH produk
2183253.906	= 3356342.382
Q	= - 1173088.467
Q supply	= 1173088.467

Steam yang digunakan betekanan 4 atm, dari data steam tabel dapat diketahui :

$$\lambda = 2120 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah steam yang dibutuhkan} &= \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda} \\ &= 553.344 \text{ kg} \end{aligned}$$



Masuk		Keluar	
Aliran 26		Aliran 28	
H ₂ O	1915143.106	H ₂ O	3009510.594
C ₃ H ₆ O ₃	215259.570	C ₃ H ₆ O ₃	338265.038
Aliran 27		Karbon aktif	452208.131
Karbon aktif	52851.231		
Aliran Steam			
Qsteam	1173088.467		
Total	3356342.382	Total	3356342.382

14. Evaporator (V-330a) dan (V-330b)

Fungsi : memekatkan asam laktat, agar mencapai kepekatan 50%
Suhu bahan masuk 80°C

Steam yang digunakan bertekanan 1 atm. Dari data steam tabel dapat diketahui:

$$T : 148^{\circ}\text{C}$$

$$H_l : 623.57 \text{ kJ/kg}$$

$$H_v : 2744.02 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda : 2120.45 \text{ kJ/kg}$$

Tekanan dalam evaporator 0.57 atm vacuum = 57.75

Sehingga $t_2 = 84.56^\circ\text{C}$

$$F = L_2 + (V_1 + V_2)$$

$$F \cdot X_F = L_2 \cdot X_L + (V_1 + V_2) (0)$$

$$2770.083 = L_2 \cdot 0.5 + (V_1 + V_2) (0)$$

$$L = \frac{2770.083}{0.50} = 5540.166$$

$$\begin{aligned} (V_1 + V_2) &= 15187.873 - 5540.166 \\ &= 9541.551 \end{aligned}$$

Air yang diuapkan = 4770.775 kg

Total Material Balance 2 Effect

$$\text{a. } F = L_1 + V_1$$

$$15181.717 = L_1 + 4770.775$$

$$10310.924 = L_1$$

$$\text{b. } L_1 = L_2 + V_2$$

$$10310.924 = L_2 + 4770.775$$

$$5540.166 = L_2$$

Mencari nilai x

$$\text{a. } F \cdot X_F = L_1 \cdot x_1$$

$$2770.083 = 10310.942x_1$$

$$0.269 = x_1$$

$$\text{b. } L_1 = L_2 \cdot x_2$$

$$2770.083 = 5540.166 x_2$$

$$0.50 = x_2$$

$$\begin{aligned} \sum \Delta T &= T_{s1} - T_2 \\ &= 148 - 84.6 \\ &= 63.4 \end{aligned}$$

Asumsi $U_1 = U_2 = 2000$

$$\begin{aligned} \Delta T_{1/2} &= \frac{0.0005}{0.0005 - 0.0005} \\ &= 31.7 \end{aligned}$$

Sehingga, $T_1 = 116$ dan $T_2 = 52.8$

Maka pada T_1 dapatkan nilai: $H_1 = 2664.580$ dan $\lambda_1 = 2276.566$

Maka pada T_1 dapatkan nilai: $H_2 = 2637.624$ dan $\lambda_2 = 2316.064$

Aliran 30 (Bahan masuk) $\Delta T = 30 - 25 = 5$

Komponen	mol	cp (kJ/mol K)	H = n cp ΔT
H ₂ O	689877.22	0.075	258703.958
C ₃ H ₆ O ₃	30751.365	0.190	29213.797
			287917.756

$$Q_{\text{steam}} = m \times \lambda$$

$$= 2276.6 \text{ m}$$

Aliran 32 (Bahan keluar dari efek 1) $\Delta T = 116 - 25 = 91$

Komponen	mol	cp (kJ/mol K)	H = n cp ΔT
H ₂ O	421885.39	0.076	2926672.944
C ₃ H ₆ O ₃	30751.365	0.190	533315.396
			3459988.340

$$H_{V1} = H_1 \times V_1$$

$$= 2664.580 \times 4770.775$$

$$= 12712112.71 \text{ kJ}$$

Neraca Panas

$$H \text{ bahan masuk} + Q \text{ steam} = H \text{ bahan keluar} + H \text{ uap air}$$

keluar

$$287917.756 + 2276.6 \text{ m} = 3459988.340 + 12712112.71$$

$$2276.6 \text{ m} = 16172101.055 - 287917.756$$

$$\text{m} = 6977.256$$

Evaporator (V-330b)

Aliran 32 (Bahan masuk) $\Delta T = 116 - 25 = 91$

Komponen	mol	cp (kJ/mol K)	H = n cp ΔT
H ₂ O	421885.39	0.076	2926672.944
C ₃ H ₆ O ₃	30751.365	0.190	533315.396
			3459988.340

$$\begin{aligned}
 Q_{v1} &= V_1 \times \lambda \\
 &= 11049421.16
 \end{aligned}$$

Aliran 34 (Bahan keluar) $\Delta T = 52.8 - 25 = 28$

Komponen	mol	cp (kJ/mol K)	$\Delta H = n \text{ cp } T$
H ₂ O	153893.52	0.076	325543.895
C ₃ H ₆ O ₃	30751.370	0.190	162627.390
			488171.284

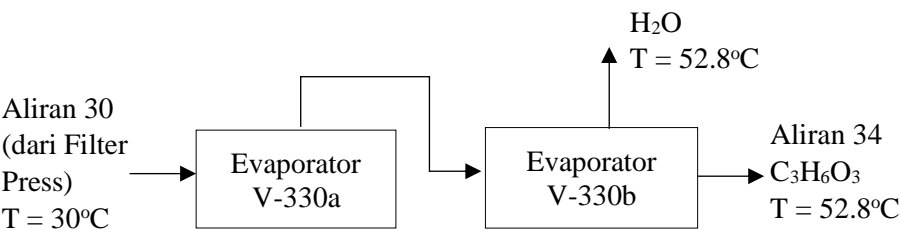
$$\begin{aligned}
 H_{v2} &= H_2 \times V_2 \\
 &= 2637.624 \times 4770.775 \\
 &= 12583511.69
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Total

$$\begin{aligned}
 H \text{ bahan masuk} + Q \text{ steam} &= H \text{ bahan keluar} + H \text{ uap air} \\
 \text{keluar}
 \end{aligned}$$

$$287917.756 + 15884183 = 488171.284 + 12583511.69$$

$$Q_{\text{loss}} = 3100418.077 \text{ Aliran 33}$$



Masuk		Keluar	
Aliran 30		Aliran 34	
H ₂ O	258703.958	H ₂ O	325543.895
C ₃ H ₆ O ₃	29213.797	C ₃ H ₆ O ₃	162627.390
Aliran Steam		Aliran 33 (air yang diuapkan)	
Q _{steam}	15884183.300	H _{uap air}	12583511.69
		Q _{loss}	3100418.077
Total	16172101.055	Total	16172101.055

15. Barometric Condensor

Fungsi : mrngkondensasikan uap air dari evaporator

Suhu bahan masuk 52.8°C

Steam yang masuk kondensor bersuhu 52.8 °C. Dari data steam tabel dapat diketahui :

λ : 2333 kJ/kg

Massa steam masuk = 4770.775 kg

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ latent} &= m \times \lambda \\ &= 4770.775 \times 2333 \\ &= 11130219.01 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ sensible} &= m \text{ cp } \Delta T \\ &= 4770.775 \times 0.076 \times (52.8 - 30)^\circ\text{C} \\ &= 8266.800\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ vapour} &= \Delta H \text{ latent} + \Delta H \text{ sensible} \\ &= 11130219.01 + 8266.800 \\ &= 11138485.81 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Untuk menghitung suhu keluar digunakan persamaan

$t_v - t_2 = (0.1 + 0.02a) (t_v - t_1)$

Dimana :

w = Air pendingin/lb air terkondensasi (lb)

t_v = Suhu uap air masuk (°F)

t_2 = Suhu air pendingin keluar (°F)

t_1 = Suhu air pendingin masuk (°F)

Dimana a adalah perbandingan udara dalam uap (%berat)

Dari tabel 41.10 Hugot, a = 5.5 g/100 g uap terkondensasi = 55%

Maka :

$$t_v - t_2 = (0.1 + 0.02a) (t_v - t_1)$$

$$184.1 - t_2 = (0.1 + 0.02 \times 0.55) (184.1 - 86)$$

$$184.1 - t_2 = 0.111 \times 98$$

$$t_2 = 150^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 65.56^\circ\text{C}$$

Perhitungan air pendingin dapat dihitung dengan persamaan:

$$w = \frac{1115 + (0.3 t_v) - t_2}{t_2 - t_1}$$

(Hugot, equation 41.5)

$$\begin{aligned} w &= \frac{1115 + (0.3 \times 184.1) - 173}{173 - 86} \\ &= 15.817 \text{ lb air pendingin/lb uap terkondensasi} \\ &= 7.165 \text{ kg air pendingin/kg uap terkondensasi} \end{aligned}$$

Asumsi uap terkondensasi adalah 95% uap masuk, maka:

$$\begin{aligned} \text{Uap yang terkondensasi} &= 95\% \times \text{uap masuk} \\ &= 95\% \times 4770.775 \\ &= 4532.237 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air yang dibutuhkan} &= \text{uap terkondensasi} \times w \\ &= 4532.237 \times 7.165 \\ &= 32473.210 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ air pendingin} &= m \text{ cp } \Delta T \\ &= 32473.210 \times 0.075 \times (30-25) \\ &= 12177.454 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\Delta H \text{ masuk total} = 11150663.262 \text{ kJ}$$

Steam yang menuju jet ejector bersuhu 50°C. Dari data steam tabel dapat diketahui :

$$\lambda : 2357.7$$

$$\begin{aligned} \text{Massa steam ke jet ejector} &= 5\% \times \text{steam masuk} \\ &= 5\% \times 4770.775 \\ &= 238.539 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ laten} &= m \times \lambda \\ &= 238.539 \times 2357.7 \\ &= 562402.858 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ sensible} &= m \text{ cp } \Delta T \\ &= 238.539 \times 0.076 \times (50-25) \\ &= 983.972 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{vapour}} &= \Delta H_{\text{latent}} + \Delta H_{\text{sensibel}} \\
 &= 562402.858 + 983.972 \\
 &= 563386.8305 \text{ kJ} \\
 Q_{\text{loss}} &= 5\% \times \Delta H_{\text{masuk}} \\
 &= 5\% \times 11150663.262 \\
 &= 557533.1631 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Aliran ke hot well (massa kondensat)

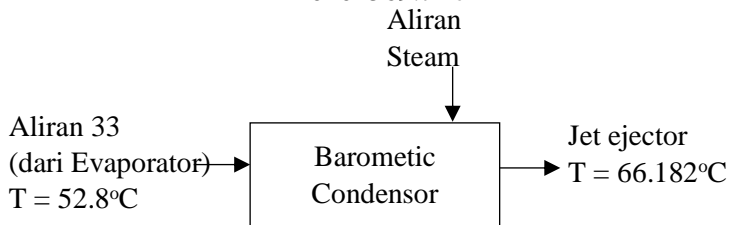
$$\begin{aligned}
 m_{\text{kondensat}} &= m_{\text{vapor masuk}} + m_{\text{air pendingin}} - m_{\text{ke jet ejector}} \\
 &= 4770.775 + 32473.210 - 238.539 \\
 &= 37005.447 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{kondensat}} &= m_{\text{cp}} \Delta T \\
 &= 32473.210 + 0.075 \times (T - 25) \\
 &= 243549.0776 (T - 25) \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Neraca panas barometric kondensor

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{masuk}} &= \Delta H_{\text{ke ejector}} + Q_{\text{loss}} + \Delta H_{\text{kondensor}} \\
 11150663.262 &= 1120919.994 + 243549.078 (T - 25) \\
 10029743.27 &= 243549.078 T \\
 T &= 66.182^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga } \Delta H_{\text{kondensat}} &= 716477.807 (81.11 - 25)^\circ\text{C} \\
 &= 40201569.7 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$



Masuk		Keluar	
Aliran 20		Aliran menuju Jet Ejector	
H_{33}	16172101.055	$H_{\text{jet ejector}}$	563386.830
Aliran Steam		Aliran menuju Steam Cond.	
H_{steam}	12177.454	$H_{\text{kondensat}}$	35144106.903
		Q_{loss}	557533.1631
Total	16184278.509	Total	16184278.509

16. Jet Ejector

Fungsi : memvakumkan evaporator

Suhu bahan masuk 80°C

Aliran dari barometric kondensor

ΔH jet ejector = 2244804.925 kJ

Aliran Steam masuk

Jumlah steam yang masuk dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$\text{Kebutuhan steam} = \frac{\text{Kebutuhan air barometric kondensor}}{0.06}$$

(Ludwig, hal 208)

$$\text{Maka } m_{\text{steam}} = \frac{32473.210}{0.06}$$

$$= 54122.017 \text{ kg}$$

$$\Delta H \text{ laten} = m \times \lambda$$

$$= 54122.017 \times 2333$$

$$= 126266666.2$$

$$\Delta H \text{ sensible} = m \text{ cp } \Delta T$$

$$= 54122.017 \times 0.076 \times (T-25)$$

$$= 304436.347 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{steam}} = \Delta H \text{ laten} + \Delta H \text{ sensible}$$

$$= 126571102.596 \text{ kJ}$$

$$H \text{ total} = 127134489.427 \text{ kJ}$$

Aliran keluar jet ejector menuju hot well

$$\text{Massa aliran menuju hot well} = m_{\text{steam kondensor}} + \text{massa}_{\text{steam masuk}}$$

$$= 19417.216 + 159217.2904$$

$$= 108244.03 \text{ kg}$$

$$\Delta H \text{ kondensat} = m \text{ cp } \Delta T$$

$$= 108244.03 \times 0.076 \times (T-25)$$

$$= 811830.259 (T-25) \text{ kJ}$$

$$Q \text{ loss} = 5\% \times \Delta H \text{ masuk}$$

$$= 5\% \times 127134489.427$$

$$= 6356724.471 \text{ kJ}$$

Neraca panas barometric kondensor

$$\Delta H \text{ masuk} = Q \text{ loss} + \Delta H \text{ kondensor}$$

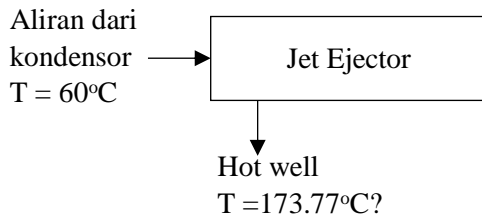
$$127134489.427 = 6356724.471 + 811830.259 (T-25)$$

$$123320454.744 = 811830.2588 T$$

$$T = 173.77^\circ\text{C}$$

$$\text{Sehingga } \Delta H \text{ kondensat} = 1339758.798 (286.328 - 25)$$

$$= 350116879.363 \text{ kJ}$$



Masuk		Keluar	
H_{evap}	2877421.817	$H_{\text{kondensat}}$	458243561.208
H_{CW}	469538620.665	Q_{loss}	14172481.27
Total	472416042.482	Total	472416042.482

17. Bleaching Tank

Suhu bahan masuk 52.8°C

Entalphy bahan masuk

Komponen	n	C_p	ΔT	$\Delta H = n C_p \Delta T$
Aliran <34>				
H_2O	153893.506	0.076	23.98	325146.199
$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$	30751.367	0.250	23.98	162428.718
				487574.917
Aliran <35>				
Karbon aktif	86347.440	0.011	5	4610.953
Total				492185.870

Aliran 36 (bahan keluar)

Komponen	n	Cp	ΔT	$\Delta H = n C_p \Delta T$
H ₂ O	726186.539	0.076	55	3035459.733
C ₃ H ₆ O ₃	90614.388	0.250	55	946920.358
Karbon aktif	86347.448	0.011	55	1844.815
Total				4000823.905

Neraca Panas

ΔH Bahan Masuk = ΔH Bahan Keluar

$H_{in} + Q = H_{out}$

$492185.870 + Q = 4000823.905$

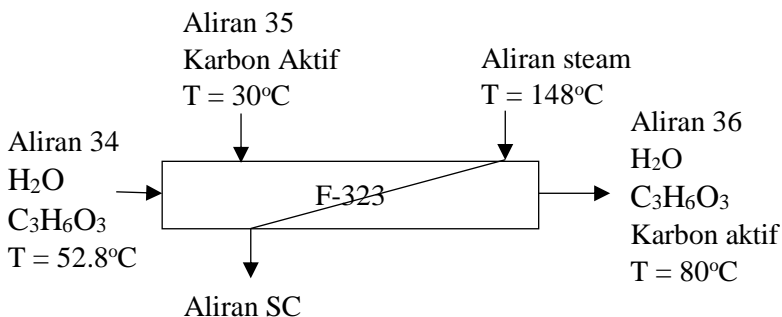
$Q = -3508638.035$

$Q_{steam} = 3508638.035$

Steam yang digunakan bertekanan 1 atm, dari data steam tabel dapat diketahui:

$\lambda = 2120.45 \text{ kJ/kg}$

Jumlah steam yang dibutuhkan = $\frac{Q_{steam}}{\lambda}$
 $= 1654.667 \text{ kg}$



Masuk		Keluar	
Aliran 34		Aliran 36	
H ₂ O	325146.199	H ₂ O	3035459.733
C ₃ H ₆ O ₃	162428.718	C ₃ H ₆ O ₃	946920.358
Aliran 35		Karbon aktif	1844.815

Karbon aktif	4610.953		
Aliran Steam			
Qsteam	3508638.035		
Total	4000823.905	Total	4000823.905

18. Bleaching Tank

Fungsi : memurnikan warna dari asam laktat

Suhu bahan masuk 30°C

Entalphy bahan masuk

Komponen	n	Cp	ΔT	ΔH = n Cp ΔT
Aliran <38>				
H ₂ O	146198.844	0.075	23.98	54824.567
C ₃ H ₆ O ₃	29213.801	0.250	23.98	27753.111
				82577.678
Aliran <39>				
Karbon aktif	82030.081	0.011	5	4380.406
Total				86958.084

Entalphy bahan keluar

Komponen	n	Cp	ΔT	ΔH = n Cp ΔT
H ₂ O	726186.539	0.075	55	3035459.733
C ₃ H ₆ O ₃	90614.388	0.250	55	946920.358
Karbon aktif	82030.081	0.011	55	17521.625
Total				3999901.716

Neraca Panas

ΔH Bahan Masuk = ΔH Bahan Keluar

Hin + Q = Hout

86958.084 + Q = 3999901.716

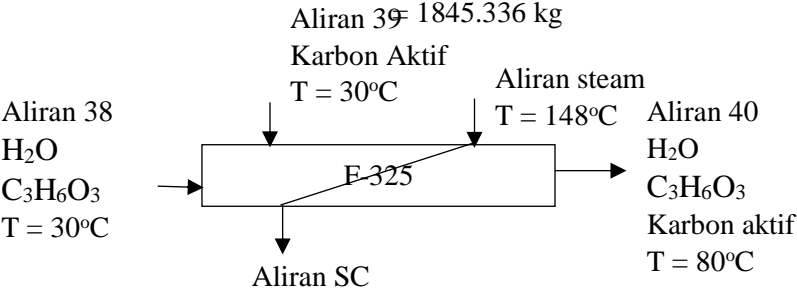
Q = -3912943.632

Qsteam = 3912943.632

Steam yang digunakan bertekanan 1 atm, dari data steam tabel dapat diketahui:

$\lambda = 2120.45 \text{ kJ/kg}$

Jumlah steam yang dibutuhkan $= \frac{Q \text{ steam}}{\lambda}$



Masuk		Keluar	
Aliran 38		Aliran 40	
H ₂ O	54824.567	H ₂ O	3035459.733
C ₃ H ₆ O ₃	27753.111	C ₃ H ₆ O ₃	946920.358
Aliran 39		Karbon aktif	452208.131
Karbon aktif	4380.406		
Aliran Steam			
Qsteam	3912943.632		
Total	3999901.716	Total	3999901.716

APENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Penampungan

Fungsi : Untuk menampung dan menyimpan produk larutan asam laktat

Type : Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah standart

Kondisi Operasi : Kondisi Tekanan : 1 atm
Suhu : 30 °C

Tabel C.1 Bahan Masuk

Komponen	Berat (Kg / hari)	Fraksi	ρ	ρ campuran
H ₂ O	2500	0,500	995,680	497,84
Asam Laktat	2500	0,500	1243,604	621,80216
Total	5000	1,000	2239,284	1119,64216

(1 kg/m³ = 0,062428 lb/cuft)

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= 1119,64 \times 0,062428 \text{ lb/cuft} \\ &= 69,897 \text{ lb/cuft} \\ &= 1119,6422 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate Mass} &= 5000 \text{ kg/hari} \quad (1 \text{ kg} = 2,2046 \text{ lb}) \\ &= 11023 \text{ lb/hari}\end{aligned}$$

$$\text{Rate Volumetrik} = \frac{\text{rate mass}}{\text{densitas}} = \frac{11023}{69,897} = 157,703 \text{ cuft/hari}$$

$$\text{Waktu Tingga} = 30 \text{ hari}$$

$$\text{Kelonggaran} = 20\%$$

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 157,703 \times 30 \\ &= 4731,103 \text{ cuft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 1,2 \times \text{volume Larutan} \\ &= 1,2 \times 4731,103 \\ &= 5677,324 \text{ cuft}\end{aligned}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya

$$\text{Dimensi rasio} = H/D = 4 \quad (\text{Panneerselvam, 2013})$$

$$\begin{aligned}\text{Volume} &= \frac{1}{4} \pi (D^2) H \quad (\text{Desain Bejana ; hal 44}) \\ 5677,324 &= \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= 12,183 \quad (1 \text{ ft} = 12 \text{ in}) \\ D &\approx 16 \text{ ft} = 192 \text{ in} \\ H &= 64 \text{ ft} = 768 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell

$$t = \frac{P_{\text{des}} D}{2 \cdot f \cdot E} + C \quad (\text{Desain Bejana; hal 51})$$

dimana

t = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

D = Diameter Bejana

C = faktor korosi; in (digunakan 4mm)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; E = 0.8

f = stress allowable, bahan konstruksi Stainless Steel

SA-167 Grade 11 type 316 maka f = 18750 psi

(Brownell, T.13-1)

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = \frac{69,897 \times H}{144} = 0,485 H$$

$$\begin{aligned} P_{\text{des}} &= 1,2 \times 0,485 H \quad (\text{Desain Bejana, hal 51}) \\ &= 0,582 H \end{aligned}$$

$$1 \text{ in} = 25,4 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{min}} &= \frac{0,582 H \times 192}{2 \times 0,8 \times 18750} + 0,157 \text{ in} \\ &= 0,0037 H + 0,157 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tebal shell pada tiap course

Course 1

$$\begin{aligned} t_1 &= 0,0037 \times 32 + 0,157 \text{ in} \\ &= 0,277 \\ &= 5/16 \end{aligned}$$

$$L_1 = \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \quad (\text{Desain Bejana; hal 51})$$

$$\begin{aligned} &= \frac{3,14 \times (192 + 5/16) - 1,563}{12 \times 10} \\ &= 5,0192 \text{ ft} = 5 \text{ ft} \quad 0,230 \text{ in} = 5 \text{ ft} \quad 4/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Course 2

$$\begin{aligned} t_2 &= 0,0037 \times 24 + 0,157 \text{ in} \\ &= 0,247 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 4/16 \\
L_2 &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \quad (\text{Desain Bejana; hal 51}) \\
&= \frac{3,14 \times (192 + 4/16) - 1,563}{12 \times 10} \\
&= 5,018 \text{ ft} = 5 \text{ ft } 0,210 \text{ in} = 5 \text{ ft } 4/16 \text{ in}
\end{aligned}$$

Course 3

$$\begin{aligned}
t_3 &= 0,0037 \times 16 + 0,157 \text{ in} \\
&= 0,217 \\
&= 4/16 \\
L_3 &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \quad (\text{Desain Bejana; hal 51}) \\
&= \frac{3,14 \times (192 + 4/16) - 1,563}{12 \times 10} \\
&= 5,018 \text{ ft} = 5 \text{ ft } 0,210 \text{ in} = 5 \text{ ft } 4/16 \text{ in}
\end{aligned}$$

Course 4

$$\begin{aligned}
t_4 &= 0,0037 \times 8 + 0,157 \text{ in} \\
&= 0,187 \\
&= 3/16 \approx 4/16 \\
L_4 &= \frac{\pi \times (D + \text{tebal shell}) - \text{panjang las}}{12 \times n} \quad (\text{Desain Bejana; hal 51}) \\
&= \frac{3,14 \times (192 + 4/16) - 1,563}{12 \times 10} \\
&= 5,018 \text{ ft} = 5 \text{ ft } 0,210 \text{ in} = 5 \text{ ft } 4/16 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$O = ID + 2t = 192,625 \text{ in}$$

$$\text{Distantarkan menurut ASME, OD} = 204 \text{ in}$$

(Brownell & Young; hal 89)

Menghitung tebal head dan dishead

Bentuk Head = Standard dished (torispherical dished head)

$$r_c = 170$$

$$icr = 12 \frac{5}{8} \quad (\text{Brownell \& Young, Table 5.7; hal 90})$$

$$W = \frac{1}{3} \left(3 + \left(\frac{r_c}{icr} \right)^{1/2} \right) \quad (\text{Brownell \& Young; hal 138})$$

$$W = 2,223$$

$$P_{des} = 0,582 \text{ H}$$

$$t_h = \frac{W.P.I_c}{2f E - 0,2 P} + C \quad (Brownell \& Young, pers 7.77; hal 138)$$

$$= 0,627 \quad \text{in}$$

Tebal head standar yang digunakan = 10/16 in

Menghitung tinggi head

sf = 3,5 in (brownell&young,hal87)

OD = 204

$$\text{ID} = \text{OD} - 2t$$

$$= 202,750 \quad \text{in}$$

$$a = \frac{\text{ID}}{2}$$

= 101,375 in

$$AB = a - icr$$

$$= 88,750 \quad \text{in}$$

$$\text{BC} = r - icr$$

$$= 157,375 \quad \text{in}$$

$$AC = ((BC)^2 - (AC)^2)^{1/2}$$

$$= 129,963 \quad \text{in}$$

$$b = r - AC$$

= 40,037 in

$$OA = t + b + sf$$

= 44,162 in

$$\text{Tinggi Total tangki} = H + 2OA$$

$$= 856,324 \text{ in}$$

Menghitung diameter pipa outlet da inlet

$$D_{i,opt} = 3,9 \times qf^{0,45} \times p^{0,13} \quad (Walas; \text{hal } 100)$$

waktu pengisian tangki = 24 jam

$$qf = 157,703 \text{ cuft/hari}$$

$$= 6,571 \text{ cuft/jam}$$

$$= 0,00183 \quad \text{cuft/s}$$

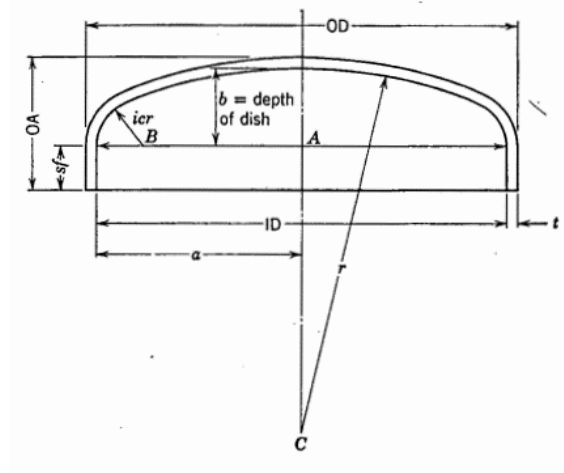
$$\rho = 69,897 \text{ lb/cuft}$$

$$D_{i,oot} = 3,9 \times 0,05856 \times 1,737$$

$$= 0,397 \text{ ft} = 4,760 \text{ in} = 4 \frac{3}{4}$$

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D.Q Kern didapatkan :

$$D_{\text{nominal}} = 6 \text{ in}$$



Sch No = 40
 OD = 6,625 in
 ID = 6,065 in
 A = 28,9 in²
 Surface/lin ft
 OD = 1,734 ft²/ft
 ID = 1,59 ft²/ft

Spesifikasi :

Tipe Tangki : Cylindrical - torispherical dished head (standatd head)
 Jumlah Tangki : 1
 Bahan Konstruksi : Stailess steel SA-167 Grade 11 type 316
 Volume Tangki : 5677,324 ft³
 Tinggi Tangki : 768 in
 Tebal Tangki : 1/4 in
 Pengelasan : Double Welded butt joint
 Diameter Tangki : 204 in
 Tinggi Head : 44,162 in
 Tinggi Total : 856,324 in

2. Bleaching Tank

Fungsi = Untuk Menyerap Warna Asam Laktat dengan karbon aktif

Tabel C.2 Bahan Masuk Bleaching Tank

Komponen	Berat (kg/hari)	Fraksi Berat	ρ	ρ Campuran
Asam Laktat	2631,5790	0,4212	1243,6043	523,7552
Air	2631,5790	0,4212	995,6800	419,3396
Karbon Aktif	985,2630	0,1577	2290,0640	361,1017
Total	6248,4210	1,0000	4529,3483	1304,1965

(1 kg/m³ = 0,062428 lb/cuft)

ρ campuran = 1304,20 x 0,062428 lb/cuft
 = 81,418 lb/cuft
 = 1304,197 kg/m³

Rate Mass = 6248,421 kg/hari (1 kg = 2,2046 lb)
 = 13775,27 lb/hari
 = 573,970 lb/jam 1721,908617

$$\text{Rate Volumetrik} = \frac{\text{rate mass}}{\text{densitas}} = \frac{573,970}{81,418} = 7,050 \text{ cuft/jam}$$

$$\text{Waktu Tingga} = 30 \text{ menit}$$

$$\text{Kelonggaran} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 7,050 \times 0,5 \\ &= 3,525 \text{ cuft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 1,2 \times \text{volume Larutan} \\ &= 1,2 \times 3,525 \\ &= 4,230 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya

$$\text{Dimensi rasio} = H/D = 4 \quad (\text{Panneerselvam, 2013})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \frac{1}{4} \pi (D^2) H \quad (\text{Desain Bejana ; hal 44}) \\ 4,230 &= \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D \end{aligned}$$

$$D = 1,104 \quad (1 \text{ ft} = 12 \text{ in})$$

$$D \approx 8 \text{ ft} = 96 \text{ in}$$

$$H = 32 \text{ ft} = 384 \text{ in}$$

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t = \frac{P R}{f E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana

t = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

ri = jari-jari tangki; in (1/2D)

C = faktor korosi; in (digunakan 4mm)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; E = 0.8

f = stress allowable, bahan konstruksi Stainless steel

SA-167 Grade 11 type 316 maka f = 18750 psi

(Brownell, T.13-1)

$$P \text{ operasi} = 14,7 \text{ psi} \quad (1 \text{ atm})$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho \times H}{144} = \frac{81,418 \times 32}{144} = 18,093 \text{ psi}$$

(Desain Bejana;hal 51)

$$P \text{ total} = P \text{ operasi} + P \text{ Hidrostatik}$$

$$\begin{aligned}
&= 14,7 + 18,093 \\
&= 32,793 \text{ psi} \\
P_{\text{des}} &= 1,2 \times 32,793 \quad (\text{Desain Bejana, hal 51}) \\
&= 39,352 \text{ psi} \\
R &= 1/2 D \\
&= 48 \\
t &= \frac{39,352 \times 48}{(0,8 \times 18750) - 23,611} + 0,157 \text{ in} \\
&= 0,2836 \text{ in} \\
&= 5/16 \text{ in} \\
OD &= ID + 2t = 96,625 \text{ in} \\
\text{Distantarkan menurut ASME, OD} &= 102 \text{ in} \\
&\quad (\text{Brownell \& Young; hal 89})
\end{aligned}$$

Menghitung tebal head dan dishead

Bentuk Head = Standard dished (torispherical dished head)

$$\begin{aligned}
r_c &= 96 \\
icr &= 6 \frac{1}{8} \quad (\text{Brownell \& Young, Table 5.7; hal 90}) \\
W &= \frac{1}{3} \left(3 + \left(\frac{r_c}{icr} \right)^{1/2} \right) \quad (\text{Brownell \& Young; hal 138}) \\
W &= 2,320 \\
P_{\text{des}} &= 39,352 \text{ psi}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
t_h &= \frac{W \cdot P \cdot r_c}{2f E - 0,2 P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, pers 7.77; hal 138}) \\
&= 0,450 \text{ in}
\end{aligned}$$

Tebal head standar yang digunakan = 8/16 in

Menghitung tinggi head

$$sf = 3,5 \text{ in} \quad (\text{brownell\&young,hal87})$$

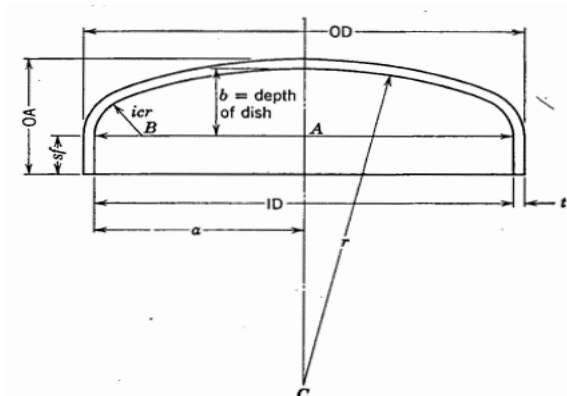
$$OD = 102$$

$$\begin{aligned}
ID &= OD - 2t \\
&= 101,000 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
a &= \frac{ID}{2} \\
&= 50,500 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
AB &= a - icr \\
&= 44,375 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$BC = r - icr$$



$$= 89,875 \text{ in}$$

$$AC = ((BC)^2 - (AC)^2)^{1/2}$$

$$= 78,156 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 17,844 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf$$

$$= 21,844 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi Total tangki} = H + 2OA$$

$$= 427,688 \text{ in}$$

Menghitung Pengaduk

$$\mu = 3,405 \text{ cP} = 0,002288395 \text{ lb/ft.s}$$

$$= 0,00341 \text{ Pa.s}$$

pengaduk yg digunakan six-blade turbine type propeller

$$\rho = 1304,197 \text{ kg/m}^3 = 81,418 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Speed} = 300\text{-}365 \text{ m/min} \quad (\text{Lamborne}; 325)$$

$$N = 120 \text{ rpm} = 2 \text{ rps}$$

Untuk turbin standar (Mc Cabe, 1999), diperoleh :

$$Da/Dt = 1/3 \quad ; \quad Da = 1/3 \times 8 \text{ ft} = 2,667 \text{ ft}$$

$$E/Da = 1 \quad ; \quad E = 2,667 \text{ ft}$$

$$L/Da = 1/4 \quad ; \quad L = 1/4 \times 2,667 = 0,667 \text{ ft}$$

$$W/Da = 1/5 \quad ; \quad W = 1/5 \times 2,667 = 0,533 \text{ ft}$$

$$J/Dt = 1/12 \quad ; \quad J = 1/12 \times 8,000 = 0,667 \text{ ft}$$

$$1 \text{ ft} = 0,305 \text{ meter}$$

Dimana: Dt = diameter tangki

Da = Diameter impeller

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang blade pada turbin

W = lebar blade pada turbin

J = lebar baffle

$$NRe = \frac{\rho \cdot N \cdot Da^2}{\mu} \quad (\text{Mc Cabe et.al., 1999})$$

$$= \frac{1304,197 \times 2 \times 0,662}{0,00341}$$

$$= 506697,102 \quad (\text{menggunakan 4 Baffle})$$

$$Np = 6 \quad (L+F253udwig, \text{figure 7-21, hal473})$$

$$P = Np \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho$$

$$\begin{aligned}
 &= 6 \times 8 \times 0,356 \times 1304,197 \\
 &= 22280,61284 \text{ J/s} \\
 &= 22,281 \text{ kW} \\
 &= 29,433 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor penggerak} &= 29,433 / 0,8 \\
 &= 36,791 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Mixing Tank

Bentuk	:	Cylinder tank - standard dishead, dilengkapi pengaduk six flat blade jenis propeller
Diameter	:	102 in
Tinggi Tangki	:	384 in
Tinggi Head	:	21,844 in
Tebal Tangki	:	5/16 in
Tebal Head	:	8/16 in
Volume Tangki	:	4,230 ft ³
Jumlah	:	4
Material	:	Stainless Steel SA 167 grade 11 type 316
Pengelasan	:	Double Welded butt joint

Agitator

Type	:	Six Flat Blade Turbin jenis propeller
Diameter Propeller	:	2,667 ft
Lebar Blade	:	0,533 ft
Panjang Blade	:	0,667 ft
Kec. Pengadukan	:	120 rpm
Power Motor	:	36,791 Hp
Jumlah Blade	:	6
Material	:	Stainless Steel 316

3. Rotary Drum Filter

Fungsi : Memisahkan Gypsum dari asam laktat

Type : Rotary Drum Filter

Tabel C.3 Densitas Campuran Cake

Komponen	Berat (kg/hari)	Fraksi Berat	ρ	ρ Campuran
Asam Laktat	29,4530	0,0030	1243,9790	3,7378
Air	1535,7700	0,1567	995,9800	156,0441
Ca Laktat	4158,1170	0,4242	1030,8393	437,2785
H ₂ SO ₄	1869,2450	0,1907	1826,6273	348,3266
CaSO ₄	2209,7500	0,2254	2310,6736	520,8974
Total	9802,3350	1,0000	3270,7983	1466,2844

Tabel C.4 Densitas Campuran Filtrat

Komponen	Berat (kg/hari)	Fraksi Berat	ρ	ρ Campuran
Asam Laktat	12959,6100	0,8163	1243,9790	1015,4953
Air	2915,8770	0,1837	995,9800	182,9333
Total	15875,4870	1,0000	2239,9590	1198,4286

Temperatur	=	60	°C	
Berat filtrat yang keluar	=	15875,487	kg	
Massa wet cake	=	9802,335	kg	
Densitas Cake	=	1466,284	kg/m ³	
Densitas Filtrat	=	1198,429	kg/m ³	
Viskositas Filtrat	=	0,00505	Pa.s	
Volume Filtrat	=	13,247	m ³	
Massa Dry Cake	=	6367,867	kg	
Kandungan air Pada Cake Filter	=	35,037	%	
Penurunan tekanan	=	67000	Pa	(Geankoplis, hal 814)
Ketebalan Cake	=	0,01	m	(Walas, hal 318)

$$\omega c = c \times L \quad (\text{Chohey, hal 14.18})$$

Diasumsikan c (konsentrasi) cake 7,2 kali dari ketebalan cake sesuai dengan Chohey, hal 14.18

$$\begin{aligned}
 &= 7,2 \times (0,3937 \text{ in}) \\
 &= 2,835 \text{ lb/ft}^2
 \end{aligned}$$

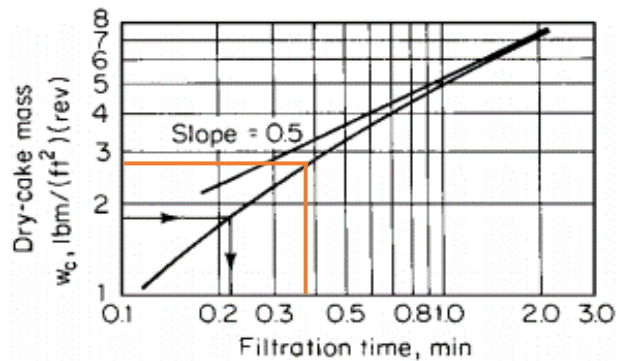


FIGURE 14.10 Dry-cake mass as a function of filtration time (Example 14.6). [Note: 1 lbm/(ft²)(r) = 4.88 kg/(m²)(r).]

(Chopey, hal 14.15)

Dari grafik diatas ditemukan filtration time 0,375 menit

$$\text{minimum cycle untuk cake formation} = \frac{t_c}{30\%} = 8,803 \text{ min/r}$$

(Chopey, 14.18)

Sehingga didapatkan nilai $N = 0,909 \text{ r / min}$

(sesuai dengan perry hal 18-105 yang mengatakan $N = 0,1 - 10 \text{ r/min}$)

Waktu suction minimum terjadi pada bagian drum 27° (7,5%). Sehingga didapatkan waktu pengeringan (t_d) adalah :

$$t_d = 0,075 \times 8,803 = 0,66025 \text{ menit}$$

$$\text{dan faktor koreksi } t_d/w_c = 0,66 / 2,835 = 0,2329$$

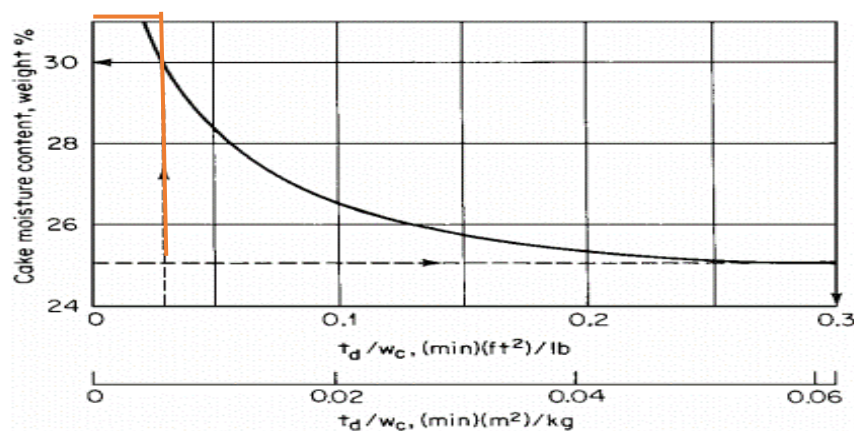


FIGURE 14.13 Correlating factor for cake moisture content and air rate (Example 14.6).

Dari gambar diatas diketahui bagian cake yang terkena air namun tidak dicuci (D/u) akan memiliki kadar air sebesar 30%. Kemudian dengan ratio pencucian 1,5 cairan pada cake (D/u) adalah :

$$(30 / 70) \times 2,835 = 1,215 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{r}$$

$$\text{Dan jumlah cucian adalah : } 1,5 \times 1,215 = 1,822 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{r} \\ = 0,219 \text{ gal/ft}^2 \cdot \text{r}$$

$$\omega_{c.uv} = 2,835 \times 0,219 = 0,620$$

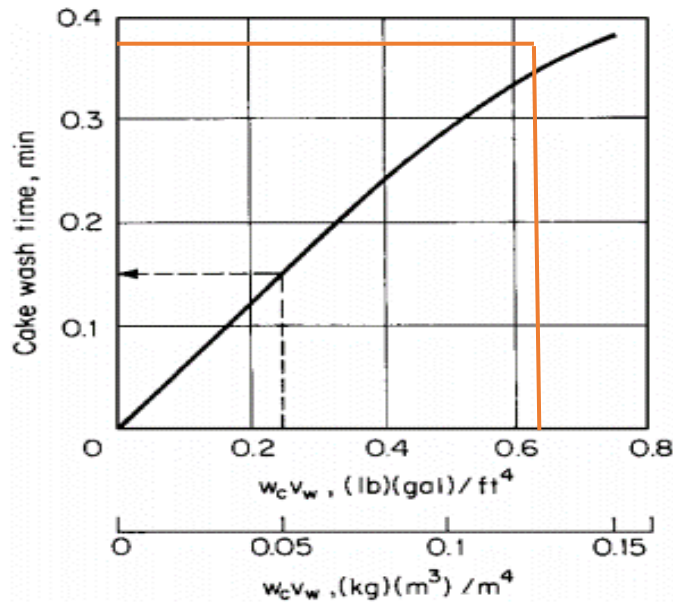


FIGURE 14.12 Cake-wash time correlation with mass of dry solids w_c and volume of wash v_w per unit of area (Example 14.6).

(Chopey, hal 18.16)

Dari gambar diatas didapatkan waktu pencucian yang dibutuhkan adalah 0,35 menit
hal ini meng $0,35 / 8,80 = 0,040$

Yang setara dengan 27,3% bagian keliling lingkaran. Karena nilai tersebut tidak melebihi 29% bagian keliling lingkaran yang akan digunakan, pencucian tidak mengalami masalah

Dengan kadar air akhir 25%, faktor korelasi yang diperoleh dari

$$\text{graf} = 2,835 \quad \text{td} = 0,850 \text{ menit}$$

$$w_c = 0,097$$

$$\text{maka td/siklus minimum} = 0,85 / 1,283$$

sebagai perkiraan pertama, perlu diperhatikan bahwa 25% bagian arc drum filter diperlukan untuk keluaran (*discharge*) dan penceluan kembali (*resubmergeance*)

maka bagian arc drum maksimum untuk pencucian dan pengeringan akhir dinyatakan

$$d_{75\%} - (\text{arc tempat pembentukan cake})\% - (\text{arc penghisap solid})\%$$

$$= 75 - 30 - 7,5 = 37,5 \%$$

=

$$D_t = 0,850 + 0,35 = 1,2 \text{ menit}$$

$$= 1,2 / 0,375 = 3,201 \text{ min/r}$$

$$\text{kemudian} \quad 0,35 \quad / \quad 3,201 \quad = \quad 0,109$$

dan arc pencucian adalah

yang setara dengan 10,9 %

Dilakukan perhitungan ulang untuk menentukan hasil perhitungan waktu pencucian

$$\text{dan pengeringan yan} = 3,201 \times 0,075 = 0,240 \text{ min}$$

$$\text{initial } t = 0,240 \quad / \quad 2,835 \quad = \quad 0,0847$$

td/ wc

$$\text{Dari Figur (} \quad 27 \quad / \quad 73 \quad) \times 2,835 \quad = \quad 1,048$$

$$\text{adalah} \quad = \quad 1,5 \quad \times \quad 1,048 \quad = \quad 1,573 \text{ lb/ft}^2.\text{r}$$

$$\text{volume cucian} \quad = \quad 0,1888 \text{ gal/ft}^2.\text{r}$$

dari figure 14.12 didapatkan waktu pencucian adalah 0,14 menit

$$= (\quad 0,14 \quad + \quad 0,850 \quad) \quad / \quad 0,375 \quad = \quad 2,641 \text{ min/r}$$

Cycle time sekara 0,379 r/min

sama dengan	Operation	Minute
	pembentukan	0,375
	pengeringan awal	0,240
	pencucian	0,140
	pengeringan akhir	0,850
	discharge and resubmerge	1,036
	Total	2,641

$$\text{Waktu siklus} \quad = \quad 158,46 \quad \text{s}$$

$$\text{Bagian Filter yang tercelup} \quad = \quad 30\% \quad (\text{Chokey, hal 14.18})$$

$$m \quad = \quad \frac{\text{massa wet cake}}{\text{massa dry cake}} \quad = \quad \frac{9802,335}{6367,867} \quad = \quad 1,539 \quad \frac{\text{kg wet cake}}{\text{kg dry cake}}$$

$$C_x \quad = \quad \frac{\text{Massa dry cake}}{\text{Massa Slurry}} \quad = \quad \frac{6367,867}{25677,822} \quad = \quad 0,248$$

$$C_s \quad = \quad \frac{\rho \cdot C_x}{1 - m C_x} \quad = \quad \frac{1198,429 \times 0,248}{1 - 1,539 \times 0,248} \quad = \quad 480,706 \quad \frac{\text{kg solid}}{\text{m}^3 \text{ filtrat}}$$

$$\begin{aligned} \frac{V}{t_c} &= m \text{ slurry } (C_x) / (C_s) = 0,297 \times \frac{0,248}{480,706} \\ &= 0,00015 \quad (\text{Geankoplis, hal 814}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\alpha &= 4,37 \times 10^9 \times (-\Delta P)^{0,3} \\ &= 4370000000 \times 28,043 \\ &= 1,22547\text{E}+11 \text{ m / kg}\end{aligned}$$

$$\frac{V}{A \cdot T_c} = \left[\frac{2 \cdot f \cdot (-\Delta P)}{t_c \cdot \mu \cdot \alpha \cdot C_s} \right]^{1/2}$$

$$\frac{0,00015}{A} = \left[\frac{2 \times 30\% \times 67000}{158,5 \times 0,00505 \times 1,225\text{E}+11 \times 480,706} \right]^{1/2}$$

$$\frac{2, \text{E}-08}{A^2} = 8,5223\text{E}-10$$

$$A^2 = 27,583$$

$$A = 5,252 \text{ m}^2$$

(sesuai dengan Perry hal 18-105 yang mengatakan $A = 0,37 - 186 \text{ m}^2$)

$$A = \pi \cdot D \cdot H$$

$$H = 2D \quad (\text{Walas, hal 327})$$

$$A = \pi \cdot D \cdot 2D$$

$$= \pi \cdot 2 \cdot D^2$$

$$D = 0,914 \text{ m}$$

$$H = 1,829 \text{ m}$$

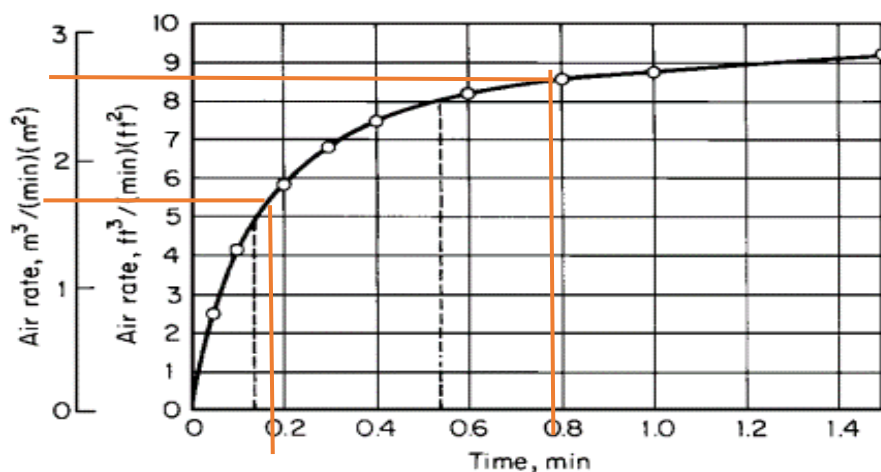


FIGURE 14.14 Air rate as a function of time (Example 14.6).

Dari grafik diatas didapatkan bahwa pada initial drying 0,24 menit mempunyai air rate sebesar 1,89 m³/(min)(m²)(r). Dan pada saat final drying didapatkan air rate sebesar 2,75 m³/(min)(m²)(r)

$$\begin{aligned}\text{Total Air Rate} &= 1,89 + 2,75 \\ &= 4,64 \text{ m}^3/(\text{min})(\text{m}^2)(\text{r})\end{aligned}$$

karena 1 siklus 2,461 min/r maka air rate nya adalah

$$\frac{4,64}{2,461} = 1,757 \quad \text{m}^3/(\text{min})(\text{m}^2)$$

Spesifikasi :

Type	:	Rotary Drum Filter
Diameter	:	0,914 m
Panjang	:	1,829 m
Luas Permukaan	:	5,252 m ²
Waktu Siklus	:	158,46 s
Kecepatan Putar	:	0,379 r/min
<i>Submergence</i>	:	30 %
Tebal Cake	:	0,01 m
<i>Air Rate</i>	:	1,757 m ³ /(\text{min})(\text{m}^2)

4. HEATER

Fungsi	:	Untuk menaikkan suhu air dari 30°C menjadi 60°C
Type	:	Shell and Tube Heat Exchanger

Fluida Panas		Fluida Dingin	
Nama	:	Steam	Nama : Air
Rate Mass (lbm/jam)	:	403,608	Rate Mass (lbm/jam) : 280,90616
T Masuk (T1)	:	298,4 F	T Masuk (t1) : 86 F
T Keluar (T2)	:	298,4 F	T Keluar (t2) : 140 F

ΔP yang diijinkan	:	10
fouling factor (Rd) fluida panas:	:	0,01
fouling factor (Rd) fluida dingin:	:	0,01
Total dirt factor (Rd)	:	0,02

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{air}} &= 280,90616 \times 1 (140 - 86) \\
 &= 15168,933 \quad \text{btu/hr} \\
 \lambda &= 911,1108 \quad (\text{Kern, hal 816}) \\
 Q_{\text{Steam}} &= 403,60761 \times 911,111 \\
 &= 367731,25 \quad \text{btu/hr}
 \end{aligned}$$

2. Δt

Hot Fluid	Cold Fluid	Diff	
298,4 F Higher Temp	140 F	158,4 F	Δt 1

298,4 F	Lower Temp	86 F	212,4 F	Δt_2
0 F	Differential	54 F	54 F	

Ketika $R=0$, maka $\Delta t = \text{LMTD}$

$$\begin{aligned}\text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\ &= 184,082 \text{ F}\end{aligned}$$

menggunakan 1 shell pass 2 tube passes

3. Caloric Temperature

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{140 + 86}{2} = 113 \text{ F}$$

Fluida Panas, Tube Side, steam

4. Asumsi overall heat transfer coefficient ($U_{0, \text{assm}}$)

$U_{0, \text{assm}}$ untuk hot fluid steam dan cold fluid air pada kern tabel 8 hal 840 didapatkan = 200

5. Heat Transfer Area

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q}{U_{0, \text{assm}} \times \text{LMTD}} = \frac{367731,2524}{200 \times 184,082} \\ &= 9,988 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

6. Selected Tube Material

$$\text{OD} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 13$$

$$\text{Wall Thickness} = 0,095$$

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$a't = 0,515$$

$$\text{ID} = 0,81$$

$$L = 12 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}\text{Number of tube} &= \frac{A}{a'' \cdot L} = \frac{9,988}{0,1963 \times 12} \\ &= 4,24022 = 5\end{aligned}$$

$$np = 2 \text{ (2 tube pass)}$$

$$\mu_{\text{steam}} = 0,03267 \text{ lb}/(\text{ft})(\text{hr})$$

$$at = Nxa't/144n$$

$$= 0,0089 \text{ ft}^2$$

$$Gt = 45141,356$$

$$\text{Ret} = 93267,264$$

7. decide shell and tube exchanger, tube pitch, ID shell

Use standard tube counts table (kern hal 841) for this purpose

type shell and tube	=	Floating head
ID shell	=	12 in
jumlah pitch	=	76
type pitch	=	1-in square pitch

9. Tube side = Steam
Shell side = Water

Type baffle	=	cut segmental baffle (baffle cut 25%)
Baffle spacing	=	0,2 Ds
	=	2,4 in
De	=	0,95 in (kern, fig 28)
	=	0,0792 ft
μ	=	1,3452 lb/ft.hr (kern, fig 14)
k	=	0,381 btu/hr.ft2.(°F/ft) (kern, tabel 4)
Flow area	=	0,05 ft2
mass vel	=	5618,1232 lb/hr.ft2
Re	=	330,63343
jh	=	9,8
μ/μ_w	=	1
$(c\mu/k)^{(1/3)}$	=	1,523

$$10. \quad h_0 = j_h \times \frac{k}{D_e} \times (c\mu/k)^{(1/3)} \times \mu/\mu_w$$

$$= 71,817341 \text{ btu/hr.ft2.}^\circ\text{F}$$

$$\text{Condensation steam} = 1500 \text{ btu/hr.ft2.}^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_i \times h_0}{h_i + h_0} = 68,536 \text{ btu/hr.ft2.}^\circ\text{F}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,0855267$$

$$11. \quad 0 < R_d = 0,0855267 < 30\%$$

12. Calculate % over design

$$\% \text{ Overdesign} = \frac{A - A_{req}}{A_{req}} \times 100$$

$$A = A_{\text{design}} = 11,778$$

$$\% \text{ Overdesign} = 17,92$$

13. Pressure Drop Tube Side

$$v = 7,397 \text{ ft}^3/\text{lb} \quad (\text{kern, tabel 7})$$

$$s = 0,002163$$

$$\text{Ret} = 93267,264$$

$$f = 0,00015 \quad (\text{Kern, fig26})$$

$$\Delta P_t = \frac{1}{2} \frac{f G t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} D_s} = 0,48126 \text{ Psi}$$

14. Pressure Drop Shell Side

$$f = 0,0015 \quad (\text{Kern, fig 29})$$

$$N+1 = 60$$

$$D_e = 1 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = 0,000054 \text{ Psi}$$

5. Filter Press

Fungsi : Untuk memisahkan carbon aktif dari asam laktat

Type : Plate and Frame Filter Press

$$\text{Rate Feed Masuk} = 6577,286 \text{ kg/hari}$$

$$= 274,054 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas Campuran} = 1304,590 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate Volume} = 0,210 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menurut Hugot, satu siklus berlangsung selama 3 jam

$$\text{Volume} = 0,630 \text{ m}^3$$

$$= 630,206 \text{ Liter}$$

$$= 22,256 \text{ ft}^3$$

Dari Tabel Chart MWWatermark dan Evoqua dengan Volume 630,0206 Liter maka didapatkan ukuran Filter Press :

$$\text{Plate Size} = 800 \text{ mm} \times 800 \text{ mm}$$

$$\text{Panjang} = 196 \text{ in} = 4978 \text{ mm}$$

$$\text{Lebar} = 36 \text{ in} = 916 \text{ mm}$$

$$\text{Tinggi} = 51 \text{ in} = 1105 \text{ mm}$$

$$\text{Volume} = 708 \text{ L}$$

$$\text{Pesseure} = 60 \text{ Bar}$$

$$\text{Tebal Cake} = 25 \text{ mm}$$

6. Pompa

Fungsi : Memompa slurry dari Filter Press menuju bleaching tank
Jenis : Pompa Sentrifugal
Jumlah : 11

Kondisi Operasi

Laju Alir Massa : 260,3509 kg/jam

0,1594 lbm/s

ρ slurry : 1119,9795 kg/m³

9,3467 lbm/ft³

μ slurry : 3,4054 cP

0,0034 kg/m.s

8,2379 lbm/ft.hr

$$\begin{aligned}\text{Laju Alir Volumetrik, } Q &= \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\rho \text{ slurry}} = \frac{0,1594}{9,3467} \\ &= 0,0171 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Asumsi : Aliran Laminar $N_{re} < 2100$

$$D_i \text{ optimum} = 3 \times Q^{0,36} \times \rho^{0,18}$$

$$= 1,036 \text{ ft}$$

$$= 12,431 \text{ in} = 12 \text{ in}$$

(Timmerhaus, pers 16, hlm 496)

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D.Q Kern didapatkan :

$$D_{\text{nominal}} = 12 \text{ in}$$

$$\text{Sch No} = 30$$

$$\text{OD} = 12,75 \text{ in} = 0,3239 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 12,09 \text{ in} = 0,3071 \text{ m}$$

$$A = 115 \text{ in}^2$$

Surface/lin ft

$$\text{OD} = 3,338 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{ID} = 3,17 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

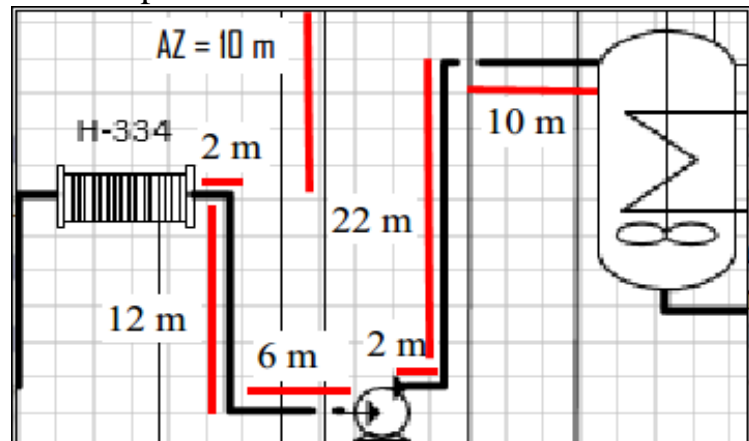
Jenis Aliran

$$\begin{aligned}v &= \frac{Q}{A} = \frac{0,0171 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,7986 \text{ ft}^2} \\ &= 0,0214 \text{ ft/s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,0065 \quad \text{m/s} \\
 \text{Nre} &= \frac{\rho \times v \times \text{ID}}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, pers.2.5.-1,hal 49}) \\
 &= \frac{1119,98 \times 0,0065 \times 0,3071}{0,0034} \\
 &= 657,9650
 \end{aligned}$$

karena $\text{Nre} < 2100$ maka asumsi aliran laminar benar

Ukuran pipa keluar dipilih 12 in sch 30



Perhitungan Friction Loss

Dari Filter Press ke Elbow 1	=	2 m
Dari elbow 1 ke elbow 2	=	12 m
Dari elbow 2 ke pompa	=	6 m
Dari pompa ke elbow 3	=	2 m
Dari elbow 3 ke elbow 4	=	22 m
Dari elbow 4 ke bleaching tank	=	10 m
Total	=	54 m

Bahan pipa Comercial Steel

$$\begin{aligned}
 \text{Untuk pipa commersial steel, } \epsilon &= 0,000046 \quad \text{m} \\
 \text{ID} &= 0,3071 \quad \text{m} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3})
 \end{aligned}$$

$$\text{Faning factor (f)} = 0,028$$

Panjang ekivalen hambatan

4 elbow (90°)

$$L = 4 \times 35 \times 0,3071 = 42,992 \quad \text{m}$$

1 gate valve

$$L = 1 \times 9 \times 0,3071 = 2,764 \quad \text{m}$$

(Geankoplis, tabel.2.10-1)

Total panjang pipa = 99,756 m

Sehingga friction loss :

$$\begin{aligned}F_f &= 4f \frac{\Delta L u^2}{D \cdot 2} \\&= 0,112 \frac{99,756 \times 0,00004244}{0,3071 \times 2} \\&= 0,000772 \text{ J/Kg}\end{aligned}$$

(Geankoplis, hal 95)

Sudden Contraction

Friksi yang terjadi karena adanya perpindahan dari luas

Penampang besar ke luas penampang kecil

Untuk = 1 (Geankoplis, hal 93)

Karena A2 jauh lebih kecil dari A1, maka A2/A1 diabaikan

Karea Laminer maka $\alpha = 1/2$

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) = 0,55$$

$$h_c = K_c \frac{v_2^2}{2\alpha} = \frac{0,55 \times 0,0000424}{2 \times 0,5} = 0,0000233 \text{ J/kg}$$

(Geankoplis, hal 99)

Friksi pada elbow

Digunakan 4 buah elbow 90

$K_f = 0,9$ (Geankoplis, tabel 2.10-2)

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2\alpha} \text{ (Geankoplis, pers. 2.10-17)}$$

$$\begin{aligned}h_f &= 4 \times 0,85 \frac{0,0000424}{2} \\&= 0,0000722 \text{ J/kg}\end{aligned}$$

Friksi pada Valve

Digunakan 1 buah Gate Valve

$K_f = 0,2$ (Geankoplis, tabel 2.10-1)

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2\alpha} \text{ (Geankoplis, pers. 2.10-17)}$$

$$\begin{aligned}&= 0,2 \times \frac{0,0000424}{2} \\&= 0,00000361 \text{ J/kg}\end{aligned}$$

Sudden Enlargement Losses

Friksi yang terjadi karena adanya perpindahan dari luas

Penampang kecil ke luas penampang besar

Untuk aliran laminar, $\alpha = 0,5$ (Geankoplis, hal 98)

$$h_{ex} = K_{ex} \frac{v_2^2}{2\alpha}$$

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

Karena A_2 jauh lebih kecil dari A_1 , maka A_2/A_1 dianggap 0, sehingga, harga $K_{ex} = 1$

$$h_{ex} = \frac{0,0000424}{2 \times 0,5} = 0,0000424 \text{ J/kg}$$

Friksi total pada pompa

$$\begin{aligned} \Sigma F &= F_f + h_c + h_f(\text{elbow} + \text{valve}) + h_{ex} \\ &= 0,000772 + 0,0000233 + 0,00007576 + 0,0000424 \\ &= 0,0009 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (2.7-28)$$

(Geankoplis, pers. 2.7-28)

Dimana :

Tekanan pada titik 1 (P1) : tekanan keluar filter press

$$P1 = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

Tekanan pada titik 2 (P2) : tekanan masuk bleachig tank

$$P2 = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$\Delta P = 0 \text{ Pa}$$

$$\Delta Z = 10 \text{ m}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0 \text{ m/s}$$

$$0 + 9,806 \times 10 + 0 + 0,0009 + W_s = 0$$

$$W_s = - 98,060914 \text{ J/kg}$$

$$\text{Mass Flow rate} = 0,0723197 \text{ Kg/s}$$

$$\begin{aligned}
 W_s &= - W_p \\
 W_p &= 98,0609 \text{ J/kg} \\
 \text{Pump kW} &= m \cdot W_p \\
 &= 7,092 \text{ kW} \\
 &= 9,506 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Maka pompayang dipilih adalah pompa dengan daya motor = 10 Hp

7. Evaporator Single Effect

Fungsi : Memekatkan larutan Ca-Laktat menjadi 37%

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Mass Steam} &= 2864,568444 \text{ lbm/jam} \\
 \text{Rate Mass Feed} &= 4506,844109 \text{ lbm/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= 2755198,575 \text{ KJ/jam} = 2611424,378 \text{ btu/jam} \\
 \text{Suhu Masuk} &= 30 \text{ C} = 86 \text{ F} \\
 \text{Suhu Keluar} &= 84,56 \text{ C} = 184,208 \text{ F} \\
 \Delta T &= 98,208 \text{ F} \\
 UD &= 60 \text{ (Kern Tabel 8)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A' &= \frac{Q}{UD \times \Delta T} \\
 A' &= 443,179 \text{ ft}^2 = 41,173 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Dari Kern, tabel 11

$$\text{Ukuran Tube} = 1 \frac{1}{4} \text{ in} \quad \text{Panjang Tube} = 10 \text{ ft}$$

Dipilih Pipa ukuran 1 1/4 in schedule number 40

$$\begin{aligned}
 OD &= 1,66 \text{ in} = 0,1383333 \text{ ft} \\
 ID &= 1,38 \text{ in} \\
 a't &= 1,5 \text{ in}^2 = 0,010416 \text{ ft}^2 \\
 a'' &= 0,435 \text{ ft}^2 / \text{lin ft} \\
 Pt &= 1,25 \times 0,13833 = 0,173 \text{ ft} \\
 Nt &= \frac{A'}{a't \times L} = \frac{443,179}{0,01042 \times 10} = 4255
 \end{aligned}$$

Dimensi Evaporator

$$A = Nt \times a$$

$$= 4255 \times 0,010416$$

$$= 44,32 \text{ ft}^2$$

tetapi area sebenarnya lebih dari ini, karena itu area ini dibagi oleh faktor variasi dari 0,8 - 1

$$\text{menggunakan faktor} = 1$$

$$\text{actual area required} = \frac{44,3179}{1} = 44,3179 \text{ ft}^2$$

central downcomer area menempati sekitar 40-70% dari total cross sectional area tubes

$$\text{DownComer Area} = 0,5 \times N_t \times \pi/4 \times d_o^2$$

$$= 0,5 \times 4255 \times 0,785 \times 0,01914$$

$$= 31,9574 \text{ ft}^2$$

$$\text{Downcomer Diameter} = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} = 6,38045 \text{ ft}$$

$$\text{Total Area Tube Sheet pada evaporator} = \text{downcomer area} + \text{area untuk tube}$$

$$= 76,2753 \text{ ft}^2$$

$$\text{Tube sheet diameter} = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} = 7,51372 \text{ ft}$$

$$D_{\text{evap}} = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} = 9,857 \text{ ft} = 16 \text{ ft}$$

$$H_{\text{evap}} = 2D = 32 \text{ ft}$$

Menentukan tebal minimal shell

berasarkan ASME Code untuk cylindrical tank (bertekanan)

$$t = \frac{P R}{f E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana

t = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

ri = jari-jari tangki; in (1/2D)

C = faktor korosi; in (digunakan 4mm)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; E = 0.8

f = stress allowable, bahan konstruksi Stainless steel

SA-167 Grade 11 type 316 maka $f = 18750$ psi

(Brownell, T.13-1)

$$\rho = 1001,5555 \text{ kg/m}^3 = 62,52510489 \text{ lb/cuft}$$

$$P_{\text{operasi}} = 8,37669 \text{ psi} \quad (0,57 \text{ atm})$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = \frac{62,525 \times 32}{144} = 13,894$$

(Desain Bejana; hal 51)

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{Hidrostatik}} \\ &= 8,37669 + 13,894 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 22,271 \text{ psi} \\ P_{\text{des}} &= 1,2 \times 22,271 \quad (\text{Desain Bejana, hal 51}) \\ &= 26,725 \text{ psi} \\ R &= 1/2 D \\ &= 96 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t &= \frac{26,725 \times 96}{(0,8 \times 18750) - 16,035} + 0,157 \text{ in} \\ &= 0,3287 \text{ in} \\ &= 4/16 \text{ in} \end{aligned}$$

$$OD = ID + 2t = 192,5 \text{ in}$$

$$\text{Distantarkan menurut ASME, OD} = 204 \text{ in}$$

(Brownell & Young; hal 89)

Tebal Conical dishead

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{2 \cos \alpha \times (fE - 0,6P)} \quad \alpha = 1/2 \times 60^\circ \\ &= \frac{26,725}{0,3085 \times (15000 - 16,035)} \times \frac{204}{16,035} + 0,157 \text{ in} \\ &= 1,337 \text{ in} \\ &= 1 \frac{6}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi Evaporator

Diameter Downcomer	=	6,380	ft
Diameter evaporator	=	16	ft
Tinggi Shell	=	32	ft
Tebal shell	=	4/16	in
Tebal tutup bawah	=	1 6/16	in
Diameter Tube sheet	=	7,514	ft

Bahan Konstruksi = Stainless steel SA-167 Grade 11 type 316

Tube calandria

Ukuran = 1 1/4 in sch standard 40 IPS

OD = 1,66

ID = 1,38

Panjang tube = 10

Jumlah tube = 4255

Bahan Konstruksi = Stainless steel SA-167 Grade 11 type 316

Barometric Condensor

Rate uap = 28251,076 kg/hari

T cooling water = 30

ρ cooling water = 995,5 kg/m³

= 62,147074 lb/ft³

Luas penampang kondenser

A = 1.7 ft / ton uap yg diembunkan tiap jam

= 48,03 ft²

Diameter kondenser

$D^2 = 4 A / \pi$

$D^2 = 61,1807$

D = 7,82181 ft

= 8 ft

Diameter kolom barometrik

Kecepatan air dalam kolom barometrik = 3 ft/s (Hugot, 1986)

$$\frac{\pi V D^2}{4} = \frac{Q(W + 1)}{62.4 \times 3600} \quad (\text{Hugot, 1986})$$

W = Massa air cooling / Uap yang diembunkan

W = $\frac{52.121,965}{28251,076} = 1,845$

2,355 $D^2 = 0,788$

$D^2 = 0,334$

D = 0,578 ft = 6,940 in

Panjang kolom barometrik

H = H₀ + h + s (Hugot, 1986)

H₀ = $10,3 \times P_{\text{vacuum}} / P_{\text{hotwell}} \times \rho \times 78/76$ (Hugot, 1986)

$$\begin{aligned}
P_{\text{evap}} &= 0,57 \text{ atm} = 433,2 \text{ mmHg} \\
P_{\text{hotwell}} &= 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg} \\
P_{\text{vacuum}} &= 326,8 \text{ mmHg} = 32,68 \text{ cmHg} \\
H_o &= 10,3 \times 326,8 / 760 \times 1 \times 78 / 76 \\
&= 4,55 \text{ m} \\
h &= (1+\alpha)V^2/2g \\
\alpha &= 2,557 \quad (\text{Hugot Tabel 40.19}) \\
g &= 9,8 \text{ m/s}^2 \\
h &= (1 + 2,557) \times 9 / 2 \times 9,8 \\
&= 1,63332 \text{ m} \\
a &= \text{Faktor keamanan} \\
&= 1,5 \text{ ft} = 0,5 \text{ m} \\
H &= 4,55 + 1,63332 + 0,5 \\
&= 6,68 \text{ m} = 21,9123 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Spesifikasi Barometric Kondensor :

Fungsi	=	Mengkondensasi uap dari evaporator
Type	=	Barometric Condensor
Bahan	=	Carbon Steel SA 283 Grade B
Luas penampang	=	48,03 ft ²
Diameter condenser	=	6,940 in
Vacuum maksimum	=	433,2 mmHg
Diameter kolom	=	6,940 in
Batas keamanan	=	0,5 m
Tinggi kolom	=	6,68 m

Steam Jet Ejector

Fungsi	=	Menarik gas yang tidak terkondensasi pada kondensor
Bahan\	=	Carbon Steel SA 283 Grade C
Tipe	=	Single Stage Jet Ejector

$$\begin{aligned}
\text{Tekanan Vacuum Tangki} &= 12,866 \text{ inHg} = 43,56927 \text{ Kpa} \\
\text{Suhu Vapor (Tv)} &= 77,83 \text{ C} = 172,1 \text{ F} \\
&172,094 - 7,5 = 164,6 \text{ F} \\
&= 74 \text{ C} \\
\text{Tekanan Vapor @ } 73,667 \text{ C} &= 36,231 \text{ Kpa} \\
&= 271,755 \text{ mmHg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 10,699 \text{ inHg} \\
 P_a &= 2,167 \text{ inHg} \\
 W_{v'} &= 0,62 \times (P_v/P_a) \\
 &= 3,681 \text{ lb water vapor/ lb air} \\
 \text{Recomended dry air} &= 6 \text{ SCFM} \\
 &= 27 \text{ lb/jam} \\
 \text{Total Water Vapor} &= W_a \times W_{v'} \\
 &= 3,681 \times 27 \\
 &= 99,389 \text{ lb/jam} \\
 \text{Total Vapor Mixture Ejector} &= 99,389 + 27 \\
 &= 126,39 \text{ lb/hr}
 \end{aligned}$$

Pemilihan Ukuran Ejetor

(Ludwig Figure 6-26A)

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Steam} &= 280 \text{ lbs/hour} \\
 \text{Panjang} &= 2 \text{ in L} \\
 \text{Suhu Steam} &= 148 \text{ C} = 298 \text{ F} \\
 \text{Tekanan Steam} &= 43,4 \text{ Psig} = 58,1 \text{ Psia} \\
 F &= 1,3 \text{ (steam presseure factor)} \\
 \text{Kebutuhan Steam Sebenarnya (Ws)} &= 280 \times 1,3 \\
 &= 364 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi :

$$\begin{aligned}
 \text{Nama} &= \text{Steam Jet Ejector} \\
 \text{Fungsi} &= \text{Menarik gas yang tidak terkondensasi pada kondensor} \\
 \text{Material} &= \text{Carbon Steel SA 283 Grade C} \\
 \text{Type} &= \text{Single Stage Jet Ejector} \\
 \text{Kebutuhan Steam sebenarnya (Ws)} &= 364 \text{ lb/jam} \\
 \text{Panjang} &= 2" \text{ L}
 \end{aligned}$$

8. Evaporator Double Effect

Fungsi : Memekatkan larutan Asam Laktat dari 19% menjadi 50%

Efek 1

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Mass Steam} &= 640,9161904 \text{ lbm/jam} \\
 \text{Rate Mass Feed} &= 1385,395841 \text{ lbm/jam} \\
 Q &= 661840,9583 \text{ KJ/jam} = 627304,191 \text{ btu/jam} \\
 \text{Suhu Masuk} &= 30 \text{ C} = 86 \text{ F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu Keluar} &= 116 \text{ C} = 240,8 \text{ F} \\
 \Delta T &= 154,8 \text{ F} \\
 \text{UD} &= 60 \quad (\text{Kern Tabel 8})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A' &= \frac{Q}{\text{UD} \times \Delta T} \\
 A' &= 67,539 \text{ ft}^2 = 6,275 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Dari Kern, tabel 11

$$\text{Ukuran Tube} = 1 \frac{1}{4} \text{ in} \quad \text{Panjang Tube} = 10 \text{ ft}$$

Dipilih Pipa ukuran 1 1/4 in schedule number 40

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 1,66 \text{ in} = 0,1383333 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 1,38 \text{ in} \\
 a't &= 1,5 \text{ in}^2 = 0,010416 \text{ ft}^2 \\
 a'' &= 0,435 \text{ ft}^2 / \text{lin ft} \\
 \text{Pt} &= 1,25 \times 0,13833 = 0,173 \text{ ft} \\
 \text{Nt} &= \frac{A'}{a't \times L} = \frac{67,539}{0,01042 \times 10} = 648
 \end{aligned}$$

Dimensi Evaporator

$$\begin{aligned}
 A &= \text{Nt} \times a \\
 &= 648 \times 0,010416 \\
 &= 6,75 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

tetapi area sebenarnya lebih dari ini, karena itu area ini dibagi oleh faktor variasi dari 0,8 - 1

$$\begin{aligned}
 \text{menggunakan faktor} &= 1 \\
 \text{actual area required} &= \frac{6,7539}{1} = 6,75392 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

central downcomer area menempati sekitar 40-70% dari total cross sectional area tubes

$$\begin{aligned}
 \text{DownComer Area} &= 0,5 \times \text{Nt} \times \pi/4 \times d_0^2 \\
 &= 0,5 \times 648 \times 0,785 \times 0,01914 \\
 &= 4,8702 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Downcomer Diameter} = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} = 2,4908 \text{ ft}$$

Total Area Tube Sheet pada evaporator = downcomer area + area untuk tube

$$\begin{aligned}
 \text{Tube sheet diameter} &= \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} = \frac{11,6241 \text{ ft}^2}{2,93321 \text{ ft}} \\
 D_{\text{evap}} &= \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} = 3,848 \text{ ft} = 16 \text{ ft} \\
 H_{\text{evap}} &= 2D = 32 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimal shell

berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank (bertekanan)

$$t = \frac{P R}{f E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana

t = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

ri = jari-jari tangki; in (1/2D)

C = faktor korosi; in (digunakan 4mm)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; E = 0.8

f = stress allowable, bahan konstruksi Stainless steel

SA-167 Grade 11 type 316 maka f = 18750 psi

(Brownell, T.13-1)

$$\rho = 1041,217 \text{ kg/m}^3 = 65,001 \text{ lb/cuft}$$

$$P_{\text{operasi}} = 8,37669 \text{ psi} \quad (0,57 \text{ atm})$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = \frac{65,001 \times 32}{144} = 14,445$$

(Desain Bejana;hal 51)

$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{Hidrostatik}} \\
 &= 8,37669 + 14,445
 \end{aligned}$$

$$= 22,821 \text{ psi}$$

$$P_{\text{des}} = 1,2 \times 22,821 \quad (\text{Desain Bejana, hal 51})$$

$$= 27,386 \text{ psi}$$

$$R = 1/2 D$$

$$= 96$$

$$t = \frac{27,386 \times 96}{(0,8 \times 18750) - 16,431} + 0,157 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,3329 \text{ in} \\
 &= 6/16 \text{ in} \\
 \text{OD} &= \text{ID} + 2t = 192,8 \text{ in} \\
 \text{Distantartkan menurut ASME, OD} &= 204 \text{ in} \\
 &\quad (Brownell \& Young; \text{ hal } 89)
 \end{aligned}$$

Tebal Conical dishead

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{P \times D}{2 \cos \alpha \times (f E - 0,6 P)} & \alpha &= 1/2 \times 60^\circ \\
 & & &= 30^\circ \\
 &= \frac{27,386}{0,3085 \times (15000 - 16,431)} \times 204 + 0,157 \text{ in} \\
 &= 1,366 \text{ in} \\
 &= 1 \frac{6}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Evaporator

Diameter Downcomer	=	2,491	ft
Diameter evaporator	=	16	ft
Tinggi Shell	=	32	ft
Tebal shell	=	6/16	in
Tebal tutup bawah	=	1 6/16	in
Diameter Tube sheet	=	2,933	ft
Bahan Konstruksi	=	Stainless steel SA-167 Grade 11 type 316	

Tube calandria

Ukuran	=	1 1/4 in sch standard 40 IPS	
OD	=	1,66	
ID	=	1,38	
Panjang tube	=	10	
Jumlah tube	=	648	
Bahan Konstruksi	=	Stainless steel SA-167 Grade 11 type 316	

Efek 2

Rate Mass Steam	=	640,9161904	lbm/jam
Rate Mass Feed	=	947,1541751	lbm/jam

Q	=	661840,9583	KJ/jam	=	627304,191	btu/jam
Suhu Masuk	=	116	C	=	240,8	F
Suhu Keluar	=	52,8	C	=	127,04	F
ΔT	=	113,76	F			

$$UD = 60 \quad (\text{Kern Tabel 8})$$

$$A' = \frac{Q}{UD \times \Delta T}$$

$$A' = \frac{91,905 \text{ ft}^2}{8,538 \text{ m}^2}$$

Dari Kern, tabel 11

$$\text{Ukuran Tube} = 1 \frac{1}{4} \text{ in} \quad \text{Panjang Tube} = 10 \text{ ft}$$

Dipilih Pipa ukuran 1 1/4 in schedule number 40

$$OD = 1,66 \text{ in} = 0,138333 \text{ ft}$$

$$ID = 1,38 \text{ in}$$

$$a't = 1,5 \text{ in}^2 = 0,010416 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0,435 \text{ ft}^2 / \text{lin ft}$$

$$Pt = 1,25 \times 0,13833 = 0,173 \text{ ft}$$

$$Nt = \frac{A'}{a't \times L} = \frac{91,905}{0,01042 \times 10} = 882$$

Dimensi Evaporator

$$A = Nt \times a$$

$$= 882 \times 0,010416$$

$$= 9,19 \text{ ft}^2$$

tetapi area sebenarnya lebih dari ini, karena itu area ini dibagi oleh faktor variasi dari 0,8 - 1

$$\text{menggunakan faktor} = 1$$

$$\text{actual area required} = \frac{9,1905}{1} = 9,19046 \text{ ft}^2$$

central downcomer area menempati sekitar 40-70% dari total cross sectional area tubes

$$\text{DownComer Area} = 0,5 \times Nt \times \pi/4 \times d_0^2$$

$$= 0,5 \times 882 \times 0,785 \times 0,01914$$

$$= 6,6272 \text{ ft}^2$$

$$\text{Downcomer Diameter} = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} = 2,90556 \text{ ft}$$

$$\text{Total Area Tube Sheet pada evaporator} = \text{downcomer area} + \text{area untuk tube}$$

$$= 15,8177 \text{ ft}^2$$

$$\text{Tube sheet diameter} = \sqrt{4 \times A} = 3,12161 \text{ ft}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 104}{\pi}} = 4,489 \text{ ft} = 8 \text{ ft}$$

$$= 2D = 16 \text{ ft}$$

berasarkan ASME Code untuk cylindrical tank (bertekanan)

$$t = \frac{P R}{f E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana

t = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

ri = jari-jari tangki; in (1/2D)

C = faktor korosi; in (digunakan 4mm)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; E = 0.8

f = stress allowable, bahan konstruksi Stainless steel

SA-167 Grade 11 type 316 maka f = 18750 psi

(Brownell, T.13-1)

$$\rho = 1062,286 \text{ kg/m}^3 = 66,316 \text{ lb/cuft}$$

$$P_{\text{operasi}} = 8,37669 \text{ psi} \quad (0,57 \text{ atm})$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H}{144} = \frac{66,316 \times 16}{144} = 7,368$$

(Desain Bejana; hal 51)

$$P_{\text{total}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{Hidrostatik}}$$

$$= 8,37669 + 7,368$$

$$= 15,745 \text{ psi}$$

$$P_{\text{des}} = 1,2 \times 15,745 \quad (\text{Desain Bejana, hal 51})$$

$$= 18,894 \text{ psi}$$

$$R = 1/2 D$$

$$= 48$$

$$t = \frac{18,894 \times 48}{(0,8 \times 18750) - 11,337} + 0,157 \text{ in}$$

$$= 0,2180 \text{ in}$$

$$= 4/16 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2t = 96,5 \text{ in}$$

$$\text{Distantarkan menurut ASME, OD} = 120 \text{ in}$$

(Brownell & Young; hal 89)

Tebal Conical dishead

$$t = \frac{P \times D}{2 \cos \alpha \times (f E - 0,6 P)} \quad \alpha = \frac{1}{2} \times 60^\circ$$

$$= \frac{18,894}{0,3085 \times (15000 - 11,337)} \times 120 + 0,157$$

$$= 0,648 \text{ in}$$

$$= 1 \text{ in}$$

Spesifikasi Evaporator

Diameter Downcomer	=	2,906	ft
Diameter evaporator	=	8	ft
Tinggi Shell	=	16	ft
Tebal shell	=	4/16	in
Tebal tutup bawah	=	1	in
Diameter Tube sheet	=	3,422	ft
Bahan Konstruksi	=	Stainless steel SA-167 Grade 11 type 316	

Tube calandria

Ukuran	=	1 1/4 in sch standard 40 IPS
OD	=	1,66
ID	=	1,38
Panjang tube	=	10
Jumlah tube	=	882
Bahan Konstruksi	=	Stainless steel SA-167 Grade 11 type 316

Barometric Condensor

Fungsi

Rate uap	=	4770,775	kg/hari
T cooling water	=	30	
ρ cooling water	=	995,5	kg/m ³
	=	307,1146367	lb/ft ³

Luas penampang kondenser

$$A = 1.7 \text{ ft} / \text{ton uap yg diembunkan tiap jam}$$

$$= 8,11 \text{ ft}^2$$

Diameter kondenser

$$\begin{aligned}
 D^2 &= 4 A / \pi \\
 D^2 &= 10,3316 \\
 D &= 3,21428 \text{ ft} \\
 &= 8 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Diameter kolom barometrik

$$\text{Kecepatan air dalam kolom barometrik} = 3 \text{ ft/s} \quad (\text{Hugot, 1986})$$

$$\frac{\pi V D^2}{4} = \frac{Q(W + 1)}{62.4 \times 3600} \quad (\text{Hugot, 1986})$$

$$W = \text{Massa air cooling / Uap yang diembunkan}$$

$$W = \frac{32473,21}{4532,237} = 7,165$$

$$2,355 D^2 = 0,382$$

$$D^2 = 0,162$$

$$D = 0,403 \text{ ft} = 4,831 \text{ in}$$

Panjang kolom barometrik

$$H = H_0 + h + s \quad (\text{Hugot, 1986})$$

$$H_0 = 10,3 \times P_{\text{vacuum}} / P_{\text{hotwell}} \times \rho \times 78/76 \quad (\text{Hugot, 1986})$$

$$P_{\text{evap}} = 0,57 \text{ atm} = 433,2 \text{ mmHg}$$

$$P_{\text{hotwell}} = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$P_{\text{vacuum}} = 326,8 \text{ mmHg} = 32,68 \text{ cmHg}$$

$$\begin{aligned}
 H_0 &= 10,3 \times 326,8 / 760 \times 1 \times 78 / 76 \\
 &= 4,55 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$h = (1 + \alpha) V^2 / 2g$$

$$\alpha = 1,129 \quad (\text{Hugot Tabel 40.19})$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\begin{aligned}
 h &= (1 + 1,129) \times 9 / 2 \times 9,8 \\
 &= 0,9776 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$a = \text{Faktor keamanan}$$

$$= 1,5 \text{ ft} = 0,5 \text{ m}$$

$$H = 4,55 + 0,9776 + 0,5$$

$$= 6,02 \text{ m} = 19,761 \text{ ft}$$

Spesifikasi Barometric Kondensor :

$$\text{Fungsi} = \text{Mengkondensasi uap dari evaporator}$$

$$\text{Type} = \text{Barometric Condensor}$$

$$\text{Bahan} = \text{Carbon Steel SA 283 Grade B}$$

Luas penampang	=	8,11	ft ²
Diameter condenser	=	4,831	in
Vacuum maksimum	=	433,2	mmHg
Diameter kolom	=	4,831	in
Batas keamanan	=	0,5	m
Tinggi kolom	=	6,02	m

Steam Jet Ejector

Fungsi	=	Menarik gas yang tidak terkondensasi pada kondensor
Bahan	=	Carbon Steel SA 283 Grade C
Tipe	=	Single Stage Jet Ejector

Tekanan Vacuum Tangki	=	12,866 inHg	=	43,56927 Kpa
Suhu Vapor (Tv)	=	77,83 C	=	172,1 F
	172,094 -	7,5	=	164,6 F
			=	73.667 C

Tekanan Vapor @ 73,667 C	=	36,231 Kpa
	=	271,755 mmHg
	=	10,699 inHg

$$P_a = 2,167 \text{ inHg}$$

$$W_v' = 0,62 \times (P_v/P_a)$$

$$= 3,681 \text{ lb water vapor/ lb air}$$

$$\text{Recommended dry air} = 6 \text{ SCFM}$$

$$= 27 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Total Water Vapor} = W_a \times W_v'$$

$$= 3,681 \times 27$$

$$= 99,389 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Total Vapor Mixture Ejector} = 99,389 + 27$$

$$= 126,39 \text{ lb/hr}$$

Pemilihan Ukuran Ejector

(Ludwig Figure 6-26A)

$$\text{Kebutuhan Steam} = 280 \text{ lbs/hour}$$

$$\text{Panjang} = 2 \text{ in L}$$

$$\text{Suhu Steam} = 148 \text{ C} = 298 \text{ F}$$

$$\text{Tekanan Steam} = 43,4 \text{ Psig} = 58,1 \text{ Psia}$$

$$F = 1,3 \text{ (steam pressure factor)}$$

$$\text{Kebutuhan Steam Sebenarnya (Ws)} = 280 \times 1,3$$

$$= 364 \text{ lb/jam}$$

Spesifikasi :

Nama = Steam Jet Ejector

Fungsi = Menarik gas yang tidak terkondensasi pada kondensor

Material = Carbon Steel SA 283 Grade C

Type = Single Stage Jet Ejector

Kebutuhan Steam sebenarnya (Ws) = 364 lb/jam

Panjang = 2" L

10. Reaktor (R-110)

Fungsi : Menghidrolisis sukrosa menjadi glukosa dan fruktosa
 Type : Mix Flow Reactor
 Proses : Batch
 Suhu : 67 C
 Waktu tinggal: 3 jam

Komponen	Massa	Fraksi	ρ	Volume	FAO
H ₂ O	3508,1101	0,22	995,6	3,5236	64,965
C ₁₂ H ₂₄ O ₁₂	4783,7865	0,3	1590	3,0087	4,6626
C ₆ H ₁₂ O ₆	3986,4888	0,25	1540	2,5886	7,3824
Abu	956,7573	0,06	753	1,2706	13,288
Impurities	2710,8124	0,17	807	3,3591	32,272
Total	15945,955	1	5685,6	13,751	
Aliran 3					
H ₂ O	251,77824		995,6	0,2529	4,6626
				14,004	127,23

$$Q = 14,00 \text{ m}^3/\text{day} = 0,5835 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Perhitungan Dimensi Reaktor :

$$\tau = \frac{C_A \times V}{F_{AO}}$$

$$\begin{aligned}
 C_A &= \frac{\text{mol masuk}}{\text{Volume feed}} \\
 &= \frac{127,23}{0,583} \\
 &= 218 \text{ kmol/m}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$V_R = \frac{\tau \times F_{AO}}{C_{Ao}}$$

$$= 1,750 \quad \text{m}^3$$

Untuk perancangan, diberikan faktor kelonggaran sebesar 20%, sehingga :

$$\begin{aligned} V_R &= 1,2 \times 1,750 + 4,886 \\ &= 7,963 \quad \text{m}^3 \\ &= 281,22 \quad \text{ft}^3 \end{aligned}$$

Menentukan ukuran tangki dan ketebalannya

$$\text{Dimensi rasio} = H/D = 4 \quad (\text{Panneerselvam, 2013})$$

$$\text{Volume} = \frac{1}{4} \pi (D^2) H \quad (\text{Desain Bejana ; hal 44})$$

$$281,225 = \frac{1}{4} \pi (D^2) 4D$$

$$D = 4,474 \quad (1\text{ft} = 12 \text{ in})$$

$$D \approx 8 \text{ ft} = 96 \text{ in}$$

$$H = 32 \text{ ft} = 384 \text{ in}$$

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t = \frac{P R}{f E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, pers 13-1, hal.254})$$

dimana

t = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki; psi

ri = jari-jari tangki; in (1/2D)

C = faktor korosi; in (digunakan 4mm)

E = faktor pegelasan, digunakan double welded; E = 0.8

f = stress allowable, bahan konstruksi Stainless steel

SA-167 Grade 11 type 316 maka f = 18750 psi

(Brownell, T.13-1)

$$P \text{ operasi} = 14,7 \quad \text{psi} \quad (1 \text{ atm})$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho \times H}{144}$$

$$= \frac{78,872 \times 32}{144}$$

$$= 17,527 \text{ psi}$$

(Desain Bejana; hal 51)

$$P_{\text{total}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{Hidrostatik}}$$

$$= 14,7 + 17,527$$

$$= 32,227 \text{ psi}$$

$$P_{\text{des}} = 1,2 \times 32,227 \text{ (Desain Bejana, hal 51)}$$

$$= 38,672 \text{ psi}$$

$$R = 1/2 D$$

$$= 48$$

$$t = \frac{38,672 \times 48}{(0,8 \times 18750) - 23,203} + 0,157$$

$$= 0,2814 \text{ in}$$

$$= 5/16 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2t = 96,625 \text{ in}$$

$$\text{Distandarkan menurut ASME, OD} = 102 \text{ in}$$

(Brownell & Young; hal 89)

Menghitung tebal head dan dishead

Bentuk Head = Standard dished (torispherical dished head)

$$r_c = 96$$

$$i_{cr} = 6 \frac{1}{8} \text{ (Brownell \& Young, Table 5.7; hal 90)}$$

$$W = \frac{1}{3} \left(3 + \left(\frac{r_c}{i_{cr}} \right)^{1/2} \right)$$

$$W = 2,320 \text{ (Brownell \& Young; hal 138)}$$

$$P_{\text{des}} = 38,672 \text{ psi}$$

$$t_h = \frac{W \cdot P \cdot r_c}{2f E - 0,2 P} + C$$

$$= 0,445 \text{ in}$$

Tebal head standar yang digunakan = $\frac{8}{16} \text{ in}$

Menghitung tinggi head

$$sf = 3,5 \text{ in } (brownell\&young,hal87)$$

$$OD = 102$$

$$ID = OD - 2t$$

$$= 101,000 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= 50,500 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 44,375 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 89,875 \text{ in}$$

$$AC = ((BC)^2 - (AC)^2)^{1/2}$$

$$= 78,156 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 17,844 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf$$

$$= 21,844 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi Total tangki} = H + 2OA$$

$$= 427,688 \text{ in}$$

Menghitung diameter pipa outlet da inlet

$$D_{i,opt} = 3,9 \times qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

waktu pengisian tangki = 24 jam

$$qf = 2,212 \text{ cuft/jam}$$

$$= 0,00061 \text{ cuft/s}$$

$$\rho = 78,872 \text{ lb/cuft}$$

$$D_{i,opt} = 3,9 \times 0,03588 \times 1,764$$

$$= 0,247 \text{ ft} = 2,963 \text{ in}$$

Dari Tabel 11, Appendix Process Heat Transfer by D.Q Kern didapatkan :

$D_{nominal}$	=	3 in
Sch No	=	40
OD	=	3,5 in
ID	=	3,068 in
A	=	7,38 in ²
Surface/lin ft		
OD	=	1,055 ft ² /ft
ID	=	0,917 ft ² /ft

10 Reaktor (R-120)

Fungsi : untuk proses perkembangbiakan bakteri
Type : Mixed flow reaktor
Proses : Batch
Suhu : 30 °C
Waktu tinggal : 24 jam

Perhitungan bahan masuk

Komponen	Massa	ρ	Fraksi	Volume
H ₂ O	4245.960	995.6	0.730	4.265
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	71.757	1590	0.012	0.045
C ₆ H ₁₂ O ₆	826.672	1540	0.142	0.537
Abu	95.676	753	0.016	0.127
Impurities	271.081	807	0.047	0.336
Aliran 4				
Malt Sprout	3.1	689	0.001	0.004
Aliran 5				
(NH ₄) ₂ HPO ₄	2.067	1620	0.00036	0.001
Aliran 6				
Biomass	0.141	945	0.00002	0.00015
Aliran 7				
Ca(OH) ₂	301.679	1002.886	0.052	0.301
Jumlah	5818.133	9942.486	1.000	5.616

$$\begin{aligned}\rho \text{ larutan} &= \text{massa total} / \text{volume larutan} \\ &= 1035.926 \text{ kg/m}^3 = 64.673 \text{ lb/ft}^3 \\ \rho \text{ padatan} &= \text{massa padatan} / \text{volume padatan} \\ &= 1398.875 \text{ kg/m}^3 \\ \mu \text{ larutan} &= 1.02 \\ \rho \text{ campuran} &= 1.612 \text{ kg/m}^3 \\ Q \text{ larutan} &= 5.616 \text{ m}^3/\text{day} = 0.234 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Perhitungan Dimensi Reaktor :

$$\begin{aligned}\tau &= \frac{C_{A0} \times V}{F_{A0}} \\ C_{A0} &= \frac{\text{mol masuk}}{\text{Volume feed}} \\ &= \frac{8.784}{0.234} \\ &= 37.534 \text{ kmol/m}^3\end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}V_R &= \frac{\tau \times F_{A0}}{C_{A0}} \\ &= 5.616 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Untuk perancangan, diberikan faktor kelonggaran sebesar 20%, sehingga :

$$\begin{aligned} V_R &= 1.2 \times 5.616 \\ &= 6.740 \text{ m}^3 \\ &= 238.008 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menghitung volume reaktor

Asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= (\pi/4) \times D^2 \times H \\ 238.0081667 &= 0.785 \times D^2 \times (4D) \\ D &= 4.2321 \text{ ft} = 5 \text{ ft} \\ H &= 20 \text{ ft} \approx 8 \text{ ft } 1 \text{ course} \text{ maka digunakan } 3 \text{ course} \\ R &= 2.5 \text{ ft} \\ \text{didapatkan } D &= 5 \text{ ft} = 1.524 \text{ m} = 60 \text{ in} \\ H &= 24 \text{ ft} = 7.315 \text{ m} = 288 \text{ in} \\ R &= 3 \text{ ft} = 0.762 \text{ m} = 30 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code

$$ts = \frac{PR}{S.E - 0.6 P} \quad (\text{Brownell, pers. 13-1, hal. 254})$$

dimana

ts: tebal tangki (in)

P: tekanan desain (psi)

R: jari-jari tangki (in)

C: faktor korosi

E: efisiensi sambungan

S: teg. Maks. Yg diijinkan

digunakan jenis pengelasan double welded butt joint dari tabel 13.2

$$\begin{aligned} E &= 0.8 \\ C &= 0.125 \end{aligned}$$

Bahan Konstruksi adalah carbon steel, SA-212 grade A

Dari Tabel 13.1 Brownell & Young diperoleh :

$$f = 16250 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{op} = P_{hidrc} &= \frac{\rho \times H}{144} \\ &= 129.346 \text{ psi} \\ P_{desain} &= 1.05 \times P_{op} \\ &= 135.813 \text{ psi} \\ ts1 &= \frac{144.033 \times 30}{16250 \times 0.8 - 0.6 \times 64.086} + 0.13 \\ &= 0.440 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan standar ukuran tebal = 1/2 in

$$\begin{aligned} OD &= 84 \text{ in} \\ ID &= OD - 2ts \\ &= 83.1192 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan Tebal tutup atas dan Tutup bawah

Digunakan tutup atas dan bawah berupa standard dished head

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 84 \\ t_{\min} &= \frac{P_{\text{des}} \times r_c \times W}{2fE - 0.2P_{\text{des}}} \\ r_c &= 84 \text{ in} \\ i_{cr} &= 5 \frac{1}{8} \\ W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{r_c / i_{cr}} \right) = 1.8 \\ t_{\min} &= \frac{136 \times 84 \times 1.8}{27625 - 27.1626} = 0.73 \text{ in} = \frac{3}{4} \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet nozzle sama. Aliran diasumsikan turbulen.

$$\begin{aligned} D_i, \text{ opt} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ Q_f &= 0.234 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 6.50\text{E-}05 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 2.30\text{E-}03 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \rho &= 1035.926 \text{ kg/m}^3 \\ &= 64.665 \text{ lbm/ft}^3 \\ D_i, \text{ opt} &= 0.435 \text{ in} \\ &= \frac{1}{2} \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis Appendiks A-5 maka didapatkan:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 0.84 \text{ in} = 0.021 \text{ m} \\ \text{ID} &= 0.622 \text{ in} = 0.01555 \text{ m} \\ A &= 0.00019461 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\text{Kecepatan aliran (} Q = \frac{0.234}{0.0002} = 1202.5 \text{ m/jam}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{19370}{1.02} = 18991$$

asumsi aliran turbulen benar

Pengaduk

$$\begin{aligned} D_a &= \frac{1}{3} D_t \\ C/D_t &= \frac{1}{3} \\ W/D_a &= \frac{1}{5} \\ J/D_t &= \frac{1}{12} \\ L/D_a &= \frac{1}{4} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dimana : } D_a &= \text{Diameter pengaduk} \\ D_t &= \text{Diameter tangki} \\ C &= \text{Jarak pengaduk ke dasar tangki} \end{aligned}$$

W = Lebar pengaduk
 J = Lebar baffle
 L = Panjang pengaduk

$$\begin{aligned} D_t &= 8 \text{ ft} \\ D_a &= 1/3 D_t = 2.67 \text{ ft} = 32 \text{ in} \\ C &= 1/3 D_t = 2.7 \text{ ft} = 32 \text{ in} \\ W &= 1/5 D_a = 0.53 \text{ ft} = 6.4 \text{ in} \\ J &= 1/12 D_t = 0.67 \text{ ft} = 8 \text{ in} \\ L &= 1/4 D_a = 0.67 \text{ ft} = 8 \text{ in} \end{aligned}$$

$$N_{re} = \frac{D_a \times N \times \rho}{\mu}$$

$$\begin{aligned} D_a &= 2.67 \\ N &= 30 \text{ rpm} = 1 \text{ rps} \\ \rho &= 1035.926 \text{ kg/m}^3 \\ \mu &= 1.020 \text{ kg/ms} \\ N_{re} &= 1354.151 \end{aligned}$$

$N_{re} < 10000$ merupakan aliran laminar sehingga tidak menggunakan baffle
 Dari Geankoplis, 1993, didapatkan N_p sebesar 0.9

$$N_p = \frac{P}{\rho \times N^3 \times D_a^5}$$

$$\begin{aligned} 0.9 &= \frac{P}{69846.109} \\ P &= 62861.498 \text{ J/s} \\ &= 62.861 \text{ kWh} \\ &= 84.297 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \eta_{\text{motor}} &= 95\% \\ \text{Power motor} &= \frac{84.297}{95\%} = 89 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Menghitung tebal jaket

Jarak shell dengan jacket ditentukan 2 in

$$\begin{aligned} OD &= ID + (2 \times t_s) + \text{Jarak shell dengan jaket} \\ &= 94 + 3.75 + 2 \\ &= 99.75 = 8.3125 \text{ ft} \\ t_{\text{jacket}} &= \frac{P_{\text{des}} \times D}{2fE} + C \\ &= 0.166788601 \text{ in} \\ &= 1/8 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat:

Reaktor

Bentuk : Silinder Tertutup, dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dishead

Diameter : 5 ft
Tinggi Tangk : 24 ft
Tebal tangki : 1/2 in
Volume Tang : 6.740 m³
Volume Liquid Maksimum : 5.3 m³
Material : Carbon Steel SA-212 grade A
Pengelasan : Double Welded butt joint
Jumlah : 1

Shell

ID : 83 in
Tebal : 8 mm
OD : 84 in
Bahan : Carbon Steel SA-212 grade A

Dish Head

ID : 6.9 ft
Tebal : 3/4 in
OD : 7 ft
Bahan : Carbon Steel SA-212 grade A
Welding : Double Welded butt joint

Nozzle

Nominal size : 1/2 in
ID : 0.8 in
OD : 0.6 in
A : 0.00019461 m²

Pengaduk

Jenis : Propeler
Baffle : -
Da : 32 in
C : 32 in
W : 6.4
J : 8
L : 8
Power motor : 94 Hp

Jacket

Jarak dengan sheel 2 in
Tebal jacket : 1/8 in
Bahan : Carbon Steel SA-212 grade A

11 Fermentor

Fungsi : digunakan untuk proses fermentasi
Type : Mixed flow reaktor
Proses : Batch
Suhu : 30 °C
Waktu tinggal : 24 jam

Perhitungan bahan masuk

Komponen	Massa	ρ	Fraksi	Volume
Aliran 8				
H ₂ O	4400.378	995.6	0.0757	4.420
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	71.757	1590	0.0012	0.045
C ₆ H ₁₂ O ₆	123.467	1540	0.0021	0.080
Abu	95.676	753	0.0016	0.127
Impur	275.557	807	0.0047	0.341
Biomass	8.864	945	0.0002	0.009
Ca(OH) ₂	0.091	1002.9	0.000002	0.0001
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	844.293	1490	0.0145	0.567
C ₃ H ₆ O ₃	2.526	1260	0.00004	0.002
Aliran 9				
H ₂ O	38213.642	995.6	0.658	38.383
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	645.811	1590	0.011	0.406
C ₆ H ₁₂ O ₆	7440.047	1540	0.128	4.831
Abu	861.082	753	0.015	1.144
Nitrogenous Subt.	2480.016	807	0.043	3.073
Aliran 10				
(NH ₄) ₂ HPO ₄	18.909	1620	0.00033	0.012
Aliran 11				
Ca(OH) ₂	2623.7014	1002.9	0.045	2.616
Jumlah	58105.817	18691.972	1.000	56.056

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ larutan} &= \text{massa total} / \text{volume larutan} \\
 &= 1036.565 \text{ kg/m}^3 = 64.713 \text{ lb/ft}^3 \\
 \rho \text{ padatan} &= \text{massa padatan} / \text{volume padatan} \\
 &= 1391.504 \text{ kg/m}^3 \\
 \mu \text{ larutan} &= 1.02 \\
 \rho \text{ campuran} &= 1.753 \text{ kg/m}^3 \\
 Q \text{ larutan} &= 56.056 \text{ m}^3/\text{day} = 2.3 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Dimensi Reaktor :

$$\tau = \frac{C_{Ao} \times V}{F_{Ao}}$$

$$\begin{aligned}
 C_{Ao} &= \frac{\text{mol masuk}}{\text{Volume feed}} \\
 &= \frac{87.965}{2.336} \\
 &= 37.661 \text{ kmol/m}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$V_R = \frac{\tau \times F_{Ao}}{C_{Ao}}$$

$$= 56.056 \text{ m}^3$$

Untuk perancangan, diberikan faktor kelonggaran sebesar 20%, sehingga :

$$\begin{aligned} V_R &= 1.2 \times 56.056 \\ &= 67.267 \text{ m}^3 \\ &= 2375.53 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menghitung volume reaktor

Asumsi dimensi rasio : $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= (\pi/4) \times D^2 \times H \\ 2375.527149 &= 0.785 D^2 (4D) \\ D &= 9.1119 \text{ ft} = 9 \text{ ft} \\ H &= 36 \text{ ft} \approx 8 \text{ ft 1 course maka digunakan 5 course} \\ R &= 4.5 \text{ ft} \end{aligned}$$

didapatkan

$$\begin{aligned} D &= 9 \text{ ft} = 2.743 \text{ m} = 108 \text{ in} \\ H &= 40 \text{ ft} = 12.19 \text{ m} = 480 \text{ in} \\ R &= 5 \text{ ft} = 1.372 \text{ m} = 54 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code

$$ts = \frac{PR}{S.E - 0.6 P} \quad (\text{Brownell, pers. 13-1, hal. 254})$$

dimana

- ts : tebal tangki (in)
- P : tekanan desain (psi)
- E : efisiensi sambungan
- R : jari-jari tangki (in)
- S : teg. Maks. Yg diijinkan
- C : faktor korosi

digunakan jenis pengelasan double welded butt joint dari tabel 13.2

$$E = 0.8 \quad C = 0.125$$

Bahan Konstruksi adalah carbon steel, SA-212 grade A

Dari Tabel 13.1 Brownell & Young diperoleh: $f = 16250 \text{ psi}$

$$\begin{aligned} P_{op} = P_{hidro} &= \frac{\rho \times H}{144} \\ &= 215.709 \text{ psi} \\ P_{desain} &= 1.05 \times P_{op} \\ &= 226.495 \text{ psi} \\ ts1 &= \frac{240.298 \times 54}{16250 \times 0.8 - 0.6 \times 64.086} + 0.125 \\ &= 1.076 \text{ in} = 27.3 \text{ mm} \end{aligned}$$

Digunakan standar ukuran tebal = 32 mm = 1 1/4 in

$$\begin{aligned} OD &= 102 \text{ in} \\ ID &= OD - 2ts \end{aligned}$$

$$= 99.85 \text{ in}$$

Menentukan Tebal tutup atas dan Tutup bawah

Digunakan tutup atas dan bawah berupa standard dished head

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 108 \\ t_{\min} &= \frac{P_{\text{des}} \times r_c \times W}{2fE - 0.2P_{\text{des}}} \\ r_c &= 102 \text{ in} \\ i_{cr} &= 6 \frac{1}{8} \\ W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{r_c / i_{cr}} \right) = 1.8 \\ t_{\min} &= \frac{226.5 \times 102 \times 1.8}{27625 - 45.2989} = 1.48 \text{ in} = 2 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet nozzle sama. Aliran diasumsikan turbulen.

$$\begin{aligned} D_i, \text{ opt} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ Q_f &= 2.336 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 6.49\text{E-}04 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 2.29\text{E-}02 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \rho &= 1036.565 \text{ kg/m}^3 \\ &= 64.704 \text{ lbm/ft}^3 \\ D_i, \text{ opt} &= 1.226 \text{ in} \\ &= 1 \frac{1}{4} \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis Appendiks A-5 maka didapatkan:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1.66 \text{ in} = 0.0415 \text{ m} \\ \text{ID} &= 0.14 \text{ in} = 0.0035 \text{ m} \\ A &= 0.0009648 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\text{Kecepatan aliran (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{2.336}{0.00096} = 2420.9 \text{ m/jam}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{8783}{1.02} = 8610.7$$

asumsi aliran turbulen benar

Pengaduk

$$\begin{aligned} D_a &= \frac{1}{3} D_t \\ C/D_t &= \frac{1}{3} \\ W/D_a &= \frac{1}{5} \\ J/D_t &= \frac{1}{12} \\ L/D_a &= \frac{1}{4} \end{aligned}$$

Dimana : D_a = Diameter pengaduk
 D_t = Diameter tangki
 C = Jarak pengaduk ke dasar tangki

W = Lebar pengaduk
 J = Lebar baffle
 L = Panjang pengaduk

$$\begin{array}{llll} \text{Dt} & = & 8 & \text{ft} \\ \text{Da} & = & 1/3 \text{ Dt} & = 2.67 \text{ ft} = 32 \text{ in} \\ \text{C} & = & 1/3 \text{ Dt} & = 2.7 \text{ ft} = 32 \text{ in} \\ \text{W} & = & 1/5 \text{ Da} & = 0.53 \text{ ft} = 6.4 \text{ in} \\ \text{J} & = & 1/12 \text{ Dt} & = 0.67 \text{ ft} = 8 \text{ in} \\ \text{L} & = & 1/4 \text{ Da} & = 0.67 \text{ ft} = 8 \text{ in} \end{array}$$

$$\text{Nre} = \frac{\text{Da} \times \text{N} \times \rho}{\mu}$$

$$\begin{array}{ll} \text{Da} & = 2.67 \\ \text{N} & = 30 \text{ rpm} = 0.5 \text{ rps} \\ \rho & = 1036.565 \text{ kg/m}^3 \\ \mu & = 1.020 \text{ kg/ms} \\ \text{Nre} & = 1354.986 \end{array}$$

Nre < 10000 merupakan aliran laminar sehingga tidak menggunakan baffle
 Dari Geankoplis, 1993, didapatkan Np sebesar 0.85

$$\text{Np} = \frac{\text{P}}{\rho \times \text{N}^3 \times \text{Da}^5}$$

$$\begin{array}{ll} 0.85 & = \frac{\text{P}}{69889.197} \\ \text{P} & = 59405.817 \text{ J/s} \\ & = 59.406 \text{ kWh} \\ & = 79.663 \text{ Hp} \end{array}$$

$$\begin{array}{ll} \eta \text{ motor} & = 95\% \\ \text{Power motor} & = \frac{79.663}{95\%} = 84 \text{ Hp} \end{array}$$

Menghitung tebal jaket

Jarak shell dengan jacket ditentukan 2 in

$$\begin{array}{ll} \text{OD} & = \text{ID} + (2 \times \text{ts}) + \text{Jarak shell dengan jaket} \\ & = 94 + 3.75 + 2 \\ & = 99.75 = 8.3125 \text{ ft} \\ t_{\text{jacket}} & = \frac{\text{P}_{\text{des}} \times \text{D}}{2fE} + C \\ & = 0.194690634 \text{ in} \\ & = 2/8 \text{ in} \end{array}$$

Spesifikasi Alat:

Reaktor R-210

Bentuk : Silinder Tertutup, dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dishead

Diameter : 9 ft
 Tinggi Tangk : 40 ft
 Tebal tangki : 27.3 in
 Volume Tang : 67.267 m³
 Volume Liquid Maksimum : 56.056 m³
 Material : Carbon Steel SA-212 grade A
 Pengelasan : Double Welded butt joint
 Jumlah : 4

Shell

ID : 100 in
 Tebal : 32 mm
 OD : 102 in
 Bahan : Carbon Steel SA-212 grade A

Dish Head

ID : 8.3 ft
 Tebal : 2 in
 OD : 8.5 ft
 Bahan : Carbon Steel SA-212 grade A
 Welding : Double Welded butt joint

Nozzle

Nominal size : 1 in
 ID : 1.7 in
 OD : 0.1 in
 A : 0.0009648 m²

Pengaduk

Jenis : Propeler
 Baffle : -
 Da : 32 in
 C : 32 in
 W : 6.4
 J : 8
 L : 8
 Power motor : 84 Hp

Jacket

Jarak dengan sheel : 2 in
 Tebal jacket : 2/8 in
 Bahan : Carbon Steel SA-212 grade A

13 Acidifier

Fungsi : digunakan untuk proses fermentasi
 Type : Mixed flow reaktor
 Proses : Continous
 Suhu : 78.5 °C
 Waktu tinggal : 24 jam

Komponen	Massa	ρ	Fraksi	Volume
Aliran 21				
H ₂ O	13090.52	995.6	0.539	13.148
C ₃ H ₆ O ₃	20.661	1260	0.001	0.039
(C ₃ H ₅ O ₃) ₂ Ca	7700.217	1490	0.317	12.371
Aliran 21				
H ₂ SO ₄	3461.565	1840	0.14261	1.881
Jumlah	24272.963	5585.600	1.000	27.440

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ larutan} &= \text{massa total} / \text{volume larutan} \\
 &= 884.578 \text{ kg/m}^3 = 55.224 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu \text{ larutan} &= 1.02 \\
 \rho \text{ campuran} &= 1.258 \text{ kg/m}^3 \\
 Q \text{ larutan} &= 27.440 \text{ m}^3/\text{day} = 1.1 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Dimensi Reaktor :

$$\begin{aligned}
 \tau &= \frac{C_{Ao} \times V}{F_{Ao}} \\
 C_{Ao} &= \frac{\text{mol masuk}}{\text{Volume feed}} \\
 &= \frac{266.020}{27.440} \\
 &= 9.695 \text{ kmol/m}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 V_R &= \frac{\tau \times F_{Ao}}{C_{Ao}} \\
 &= 82.320 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Untuk perancangan, diberikan faktor kelonggaran sebesar 20%, sehingga :

$$\begin{aligned}
 V_R &= 1.2 \times 82.320 \\
 &= 98.785 \text{ m}^3 \\
 &= 3489 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung volume reaktor

Asumsi dimensi rasio $H/D = 4$ (ulrich : tabel 4-27)

Volume $= (\pi/4) \times D^2 \times H$

$$3488.547629 = 0.785 D^2 (4D)$$

$$D = 10.3571 \text{ ft} = 11 \text{ ft}$$

$$H = 44 \text{ ft} \approx 8 \text{ ft } 1 \text{ course} \quad \text{maka digunakan 6 course}$$

$$R = 5.5 \text{ ft}$$

didapatkan

$$D = 11 \text{ ft} = 3.353 \text{ m} = 132 \text{ in}$$

$$\begin{array}{llll} H & = & 48 & \text{ft} = 14.63 \text{ m} = 576 \text{ in} \\ R & = & 6 & \text{ft} = 1.676 \text{ m} = 66 \text{ in} \end{array}$$

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code

$$t_s = \frac{PR}{S.E - 0.6 P} \quad (\text{Brownell, pers. 13-1, hal. 254})$$

dimana

- ts : tebal tangki (in)
- P : tekanan desain (psi)
- E : efisiensi sambungan
- R : jari-jari tangki (in)
- S : teg. Maks. Yg diijinkan
- C : faktor korosi

digunakan jenis pengelasan double welded butt joint dari tabel 13.2

$$E = 0.8 \quad C = 0.125$$

Bahan Konstruksi adalah carbon steel, SA-212 grade A

Dari Tabel 13.1 Brownell & Young diperoleh: $f = 16250 \text{ psi}$

$$\begin{aligned} P_{op} = P_{hidro} &= \frac{\rho \times H}{144} \\ &= 220.897 \text{ psi} \\ P_{desain} &= 1.05 \times P_{op} \\ &= 231.942 \text{ psi} \\ t_{s1} &= \frac{240.298 \times 54}{16250 \times 0.8 - 0.6 \times 64.086} + 0.13 \\ &= 1.315 \text{ in} = 33.4 \text{ mm} \end{aligned}$$

Digunakan standar ukuran teba = 36 mm = 1 3/8 in

$$\begin{aligned} OD &= 120 \text{ in} \\ ID &= OD - 2t_s \\ &= 117.37 \text{ in} \quad (\text{tabel III 5, Desain Bejana}) \end{aligned}$$

Menentukan Tebal tutup atas dan Tutup bawah

Digunakan tutup atas dan bawah berupa standard dished head

$$\begin{aligned} OD &= 120 \\ t_{min} &= \frac{P_{des} \times r_c \times W}{2fE - 0.2P_{des}} \\ r_c &= 120 \text{ in} \\ i_{cr} &= 8 \\ W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{r_c / i_{cr}} \right) = 1.7 \\ t_{min} &= \frac{232 \times 120 \times 1.72}{27625 - 46.388} = 1.73 \text{ in} = 2 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet nozzle sama. Aliran diasumsikan turbulen.

$$D_{i, opt} = 3.9 \times Q f^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

$$\begin{aligned}
 Q_f &= 1.143 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 3.18\text{E-}04 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 1.12\text{E-}02 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \rho &= 884.578 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 55.217 \text{ lbm/ft}^3 \\
 D_i, \text{ opt} &= 0.871 \text{ in} \\
 &= 3/4 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Geankoplis Appendiks A-5 maka didapatkan:

$$\begin{aligned}
 OD &= 1.05 \text{ in} = 0.0263 \text{ m} \\
 ID &= 0.824 \text{ in} = 0.0206 \text{ m} \\
 A &= 0.0003441 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\text{Kecepatan aliran (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{1.143}{0.0003} = 3322.7 \text{ m/jam}$$

$$N_{re} = \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{60547}{1.02} = 59360$$

asumsi aliran turbulen benar

Pengaduk

$$\begin{aligned}
 D_a &= 1/3 D_t \\
 C/D_t &= 1/3 \\
 W/D_a &= 1/5 \\
 J/D_t &= 1/12 \\
 L/D_a &= 1/4
 \end{aligned}$$

Dimana :
 D_a = Diameter pengaduk
 D_t = Diameter tangki
 C = Jarak pengaduk ke dasar tangki
 W = Lebar pengaduk
 J = Lebar baffle
 L = Panjang pengaduk

$$\begin{aligned}
 D_t &= 8 \text{ ft} \\
 D_a &= 1/3 D_t = 2.67 \text{ ft} = 32 \text{ in} \\
 C &= 1/3 D_t = 2.7 \text{ ft} = 32 \text{ in} \\
 W &= 1/5 D_a = 0.53 \text{ ft} = 6.4 \text{ in} \\
 J &= 1/12 D_t = 0.67 \text{ ft} = 8 \text{ in} \\
 L &= 1/4 D_a = 0.67 \text{ ft} = 8 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$N_{re} = \frac{D_a \times N \times \rho}{\mu}$$

$$\begin{aligned}
 D_a &= 2.67 \\
 N &= 30 \text{ rpm} = 0.5 \text{ rps} \\
 \rho &= 884.578 \text{ kg/m}^3 \\
 \mu &= 1.020 \text{ kg/ms}
 \end{aligned}$$

$$N_{re} = 1156.311$$

$N_{re} < 10000$ merupakan aliran laminar sehingga tidak menggunakan baffle

Dari Geankoplis, 1993, didapatkan N_p sebesar 0.85

$$N_p = \frac{P}{\rho \times N^3 \times Da^5}$$

$$\begin{aligned} 0.85 &= \frac{P}{59641.674} \\ P &= 50695.423 \text{ J/s} \\ &= 50.695 \text{ kWh} \\ &= 67.983 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \eta_{\text{motor}} &= 95\% \\ \text{Power motor} &= \frac{67.983}{95\%} = 72 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Menghitung tebal jaket

Jarak shell dengan jacket ditentukan 2 in

$$\begin{aligned} OD &= ID + (2 \times ts) + \text{Jarak shell dengan jaket} \\ &= 94 + 3.75 + 2 \\ &= 99.75 = 8.3125 \text{ ft} \\ t_{\text{jacket}} &= \frac{P_{\text{des}} \times D}{2fE} + C \\ &= \frac{0.196366671}{2/8} \text{ in} \\ &= 2/8 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat:

Reaktor R-210

Bentuk : Silinder Tertutup, dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dishead
Diameter : 11 ft
Tinggi Tangki : 48 ft
Tebal tangki : 33.4 in
Volume Tangki : 98.785 m³
Volume Liquid Maksimum : 27.440 m³
Material : Carbon Steel SA-212 grade A
Pengelasan : Double Welded butt joint
Jumlah : 1

Shell

ID : 117 in
Tebal : 32 mm
OD : 120 in
Bahan : Carbon Steel SA-212 grade A

Dish Head

ID : 9.8 ft
Tebal : 2 in
OD : 10 ft

Bahan : Carbon Steel SA-212 grade A

Welding : Double Welded butt joint

Nozzle

Nominal size : 1 in

ID : 1 in

OD : 1 in

A : 0.000344 m^2

Pengaduk

Jenis : Propeler

Baffle : -

Da : 32 in

C : 32 in

W : 6

J : 8

L : 8

Power motor : 72 Hp

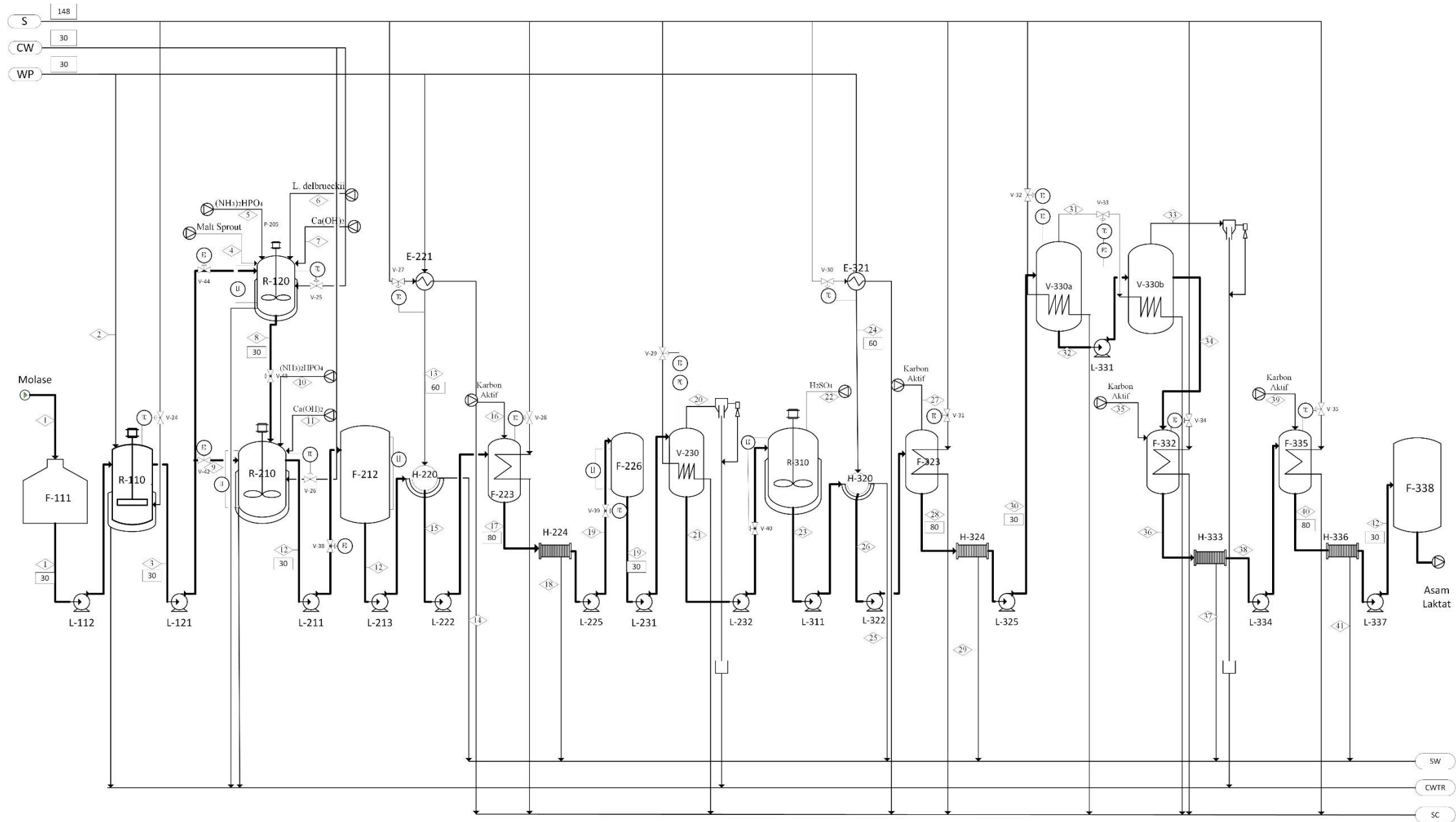
Jacket









Jarak dengan sheel : 2 in

Tebal jacket : $\frac{2}{8}$ in

Bahan : Carbon Steel SA-212 grade A

PABRIK ASAM LAKTAT DARI MOLASES DENGAN PROSES FERMENTASI




 Steam	 Tekanan (atm)
 Steam Condensat	 Temperature (C)
 Cooling Water	 Nomor Aliran
 Water Process	
 Cooling Water Return	
Keterangan	

34	F-338	Tangki Asam Laktat	1
36	L-337	Pompa Storage	1
35	H-336	Filter press	1
4	F-335	Bleaching Tank	1
33	L-334	Pompa Bleaching tank	1
32	H-333	Filter press	1
31	F-332	Bleaching Tank	1
30	L-331	Pompa Evaporator	1
29	V-330b	Evaporator a	1
28	V-330a	Evaporator b	1
27	L-325	Pompa Evaporator	1
26	H-324	Filter press	1
25	F-323	Bleaching Tank	1
24	L-322	Pompa Bleaching tank	1
23	H-321	Heater	1
22	H-320	Rotary Vacuum Filter	1
21	L-311	Pompa RVF	1
20	R-310	Acidifier	1
19	L-232	Pompa Acidifier	1
18	V-230	Evaporator	1
17	L-231	Pompa evaporator	1
16	F-226	Storage Tank	1
15	L-225	Pompa Storage	1
14	H-224	Filter press	1
13	F-223	Bleaching Tank	1
12	L-222	Pompa Bleaching tank	1
11	E-221	Heater	1
10	H-220	Rotary Vacuum Filter	1
9	L-213	Pompa RVF	1
8	F-212	Storage tank	1
7	L-211	Pompa Fermented Broth	1
6	R-210	Fermentation Tank	4
5	L-121	Pompa Culture Tank	1
4	R-120	Culture Tank	1
3	R-110	Hydrolysis Tank	1
2	L-112	Pompa Molases	1
1	F-111	Storage Molases	1

No Kode	Nama Alat	Jumlah
Keterangan		
Flowsheet		
Pabrik Asam Laktat dari Molases dengan Proses		
Disusun Oleh: Anisa Estu Murbawani (2314 030 014) Diantika Imelda Sintia (2314 030 019)		Dosen Pembimbing Ir. Elly Agustiani, M. Eng NIP. 19580819 198503 2 002
 <div style="display: inline-block; vertical-align: middle; margin-left: 20px;"> Departemen Teknik Kimia Industri Fakultas Vokasi Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya </div>		

[illegible]



	DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI FAKULTAS VOKASI INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBE
	PABRIK ASAM LAKTAT DARI MOLASE
Dikerjakan oleh :	
NAMA/ NRP :	Anisa Estu M./2314030014
	Diantika Imelda S./2314030019
DOSEN	
PEMBIMBING	Ir. Elly Agustiani M. Eng

RIWAYAT PENULIS



Anisa Estu Murbawani, penulis dilahirkan di Mojokerto pada tanggal 20 April 1996. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu lulus dari TK Dharma Wanita pada tahun 2002, lulus dari SD Negeri Pugeran pada tahun 2008, lulus dari SMP Negeri 1 Puri pada tahun 2011 dan lulus dari SMA Negeri 1 Mojoagung pada tahun 2014. Setelah lulus SMA, penulis diterima di Program Studi Diploma III Teknik Kimia FTI-ITS dengan Nomor Registrasi 2314 030 014. Selama kuliah penulis aktif berorganisasi sebagai Salah satu staff di BEM ITS BSO Vivat Press (2015-2016), serta mengikuti beberapa pelatihan dan seminar yang diadakan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PT. ENergi Agro Nusantara

Email : nisaestu20@gmail.com

RIWAYAT PENULIS



Diantika Imelda Sintia, penulis dilahirkan di Sidoarjo pada tanggal 28 April 1996. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu lulus dari TK Dharmawanita pada tahun 2002, lulus dari SD Negeri 1 Kedinding pada tahun 2008, lulus dari SMP Negeri 1 Krian pada tahun 2011 dan lulus dari SMA Negeri 1 Krian pada tahun 2014. Setelah lulus SMA, penulis diterima di Program Studi Diploma III Teknik Kimia FTI-ITS dengan Nomor Registrasi 2314 030 019. Selama kuliah penulis aktif berorganisasi sebagai Staff Bidang Kewirausahaan HIMA D3KKIM FTI-ITS (2015-2016), serta mengikuti beberapa pelatihan dan seminar yang diadakan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PG. Watoetoelis (PTPN X)

Email : diantika.dis@gmail.com